



**Maria Raquel Costa  
Pereira**

**Projecto de um gasificador de biomassa**



**Maria Raquel Costa  
Pereira**

## **Projecto de um gasificador de biomassa**

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, realizada sob a orientação científica do Professor Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos, Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro, e co-orientação do Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho, Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro.

*“Grandes realizações são possíveis quando se dá atenção aos pequenos  
começos”*

Lao Tsé

Dedicado ao meu pai, Hélder

## **O júri**

Presidente

**Professor Doutor Casimiro Adrião Pio**

Professor Catedrático do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

**Professor Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos**

Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro  
(Orientador)

**Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho**

Professor Auxiliar do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro  
(Co-orientador)

**Doutora Maria Filomena de Jesus Pinto**

Investigadora Principal do Laboratório Nacional de Energia e Geologia

## **Agradecimentos**

Esta dissertação não representa apenas um trabalho académico mas também um culminar de um objectivo que não seria possível alcançar sem a ajuda e apoio de algumas pessoas.

Ao Professor Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos, professor auxiliar da Universidade de Aveiro, agradeço pela orientação, disponibilidade e acompanhamento ao longo deste trabalho.

Ao Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho, professor auxiliar da Universidade de Aveiro, pela orientação, apoio e disponibilidade.

Ao Mestre Daniel Neves, aluno de Doutoramento da Universidade de Aveiro na área da gasificação, agradeço pela disponibilidade e apoio prestados.

Aos meus Amigos de curso, colegas de mesa de biblioteca e quem sabe, um dia, sócios: à Rita por partilharmos esse grande amigo que é o leite fluidizado, Maxime, Carina, João, Dani, Zé Pedro, Leandro, pela amizade, troca constante de ideias e opiniões, horas de gargalhadas e apoio emocional,

Ao João Miguel, pelo companheirismo, compreensão e apoio.

Agradeço sobretudo aos meus pais, Fátima e Hélder, pela oportunidade que me proporcionaram e um pedido de desculpa pelo pouco tempo dedicado.

**Palavras-chave**

Gasificação, Leito Fluidizado, Biomassa, Dimensionamento de gasificador, Composição de gás de síntese, Balanço energético

**Resumo**

O crescente interesse em tecnologias de produção de energia inovadoras e mais amigas do ambiente, nomeadamente na gasificação, revela a necessidade de se obter a maior quantidade possível de informação sobre o processo. É nos estudos à escala laboratorial e piloto em que se apoiam, na maioria das vezes, os dados para a construção de grandes centrais industriais.

É neste sentido que surge a oportunidade de dimensionamento de um sistema de gasificação de biomassa, para produção de um gás com características combustíveis, integrado num sistema de combustão já existente nas instalações do DAO-UA. Este estudo refere não só metodologia de dimensionamento do gasificador, como também fornece uma abordagem na influência e escolha das condições operatórias ideais, nomeadamente através dos balanços mássico e energético, assim como mecanismos de transferência de calor em diferentes configurações físicas do sistema gasificador e combustor e soluções para possibilitar o máximo aproveitamento energético do processo global.

Após pesquisa bibliográfica e seguindo algumas metodologias de cálculo, foi dimensionado um reactor de gasificação de 7.6 cm de diâmetro e 140 cm de altura, com um distribuidor do tipo placa perfurada com 31 orifícios de 1.25 mm cada.

Utilizando um modelo baseado na composição gasosa em equilíbrio químico, foram testados vários casos com variação da temperatura e tipo e rácio de agente de gasificação, para determinação das condições operatórias ideais para produção de um gás com características combustíveis ou rico em hidrocarbonetos.

Com o balanço mássico e energético concluiu-se que a gasificação com vapor melhora consideravelmente a qualidade do gás do que com  $O_2$  ou ar atmosférico, sendo que no entanto, torna o processo mais endotérmico. A segregação física dos sistemas de combustão e gasificação trás vantagens na medida em que é possível obter um sistema sustentável.

**Keywords**

Gasification, Fluidized Bed, Biomass, Gasifier design, Syngas composition, Energetic balance.

**Abstract**

The growing interest in technologies for energy production more innovative and environment-friendly, such as gasification, reveals the need to obtain as much information as possible about the process. In most cases, is in studies on laboratory and pilot scale in wich is based the data for the construction of large industrial plants.

This is why there is the opportunity to design a system for gasification of biomass to produce a gas with fuel characteristics, integrated into na existing combustion installations in DAO-UA. This study relates not only methodologies for scalling the system, but also provides an approach to the influence and choice of optimal operating conditions, through mass and energy balances, as well as mechanisms of heat transfer in different physical configurations of the system combustor and gasifier and solutions to enable maximum energy recovery process.

After literature review and following some calculation methods, has been dimensioned a gasification reactor of 7.6 cm in diameter and 140 cm of height, with a perforated distributor-plate with 31 holes of 1.25 mm each.

Using a model based on the gaseous composition in chemical equilibrium, several cases were tested with temperature and type and ratio of gasifying agent variation for determination of operating conditions suitable for production a fuel gas or a gas rich in hydrocarbons.

With the mass and energy balance it was concluded that gasification with steam improves the quality of the gas than with O<sub>2</sub> or air, and yet makes the process more endothermic. The physical segregation of combustion and gasification systems brings advantages insofar as that is possible to obtain a sustaining system.

## Índice

|   |      |
|---|------|
| Índice.....   | i    |
| Índice de Figuras .....   | v    |
| Índice de Tabelas.....  | ix   |
| Lista de abreviaturas.....  | xi   |
| Nomenclatura .....  | xiii |
| 1 Introdução.....   | 1    |
| 1.1 A energia .....   | 1    |
| 1.1.1 Biomassa como fonte energética .....                              | 2    |
| 1.1.2 Gasificação como tecnologia emergente .....                       | 3    |
| 1.1.3 Enquadramento legislativo .....                                   | 4    |
| 1.2 Biomassa .....  | 4    |
| 1.2.1 Composição da biomassa.....                                       | 5    |
| 1.2.2 Propriedades da biomassa.....                                     | 5    |
| 1.2.3 Formatos de biomassa para utilização energética .....             | 8    |
| 1.2.3.1 Biomassa densificada – <i>Pellets</i> .....                     | 8    |
| 1.3 Reactor de leito fluidizado.....                                    | 9    |
| 1.3.1 Fenómeno de fluidização.....                                      | 10   |
| 1.3.2 Operação de leitos fluidizados.....                               | 12   |
| 1.3.3 Partículas de enchimento .....                                    | 13   |
| 1.3.4 Efeito da pressão e temperatura no comportamento do reactor ..... | 15   |
| 1.4 Processos termoquímicos .....                                       | 15   |
| 1.5 Fases da gasificação .....  | 16   |
| 1.5.1 Aquecimento e secagem .....                                       | 16   |
| 1.5.2 Pirólise da biomassa .....  | 16   |
| 1.5.3 Oxidação da biomassa: Combustão e Gasificação.....                | 19   |
| 1.5.4 Gasificação .....   | 20   |
| 1.5.4.1 Reacções de gasificação.....                                    | 21   |
| 1.5.4.2 Agente de gasificação .....                                     | 22   |
| 1.5.4.1 Razão de equivalência.....                                      | 23   |
| 1.5.4.2 Rácio H/C.....  | 24   |
| 1.5.4.3 Temperatura .....   | 24   |
| 1.5.4.4 Tempo de residência .....                                       | 25   |
| 1.5.4.5 Composição do gás produzido .....                               | 25   |
| 1.6 Vantagens e desvantagens da gasificação em Leito Fluidizado .....   | 27   |
| 1.7 Objectivos do presente trabalho .....                               | 28   |
| 2 Processo de gasificação em leito fluidizado.....                      | 29   |



|       |  |    |
|-------|--|----|
| 2.1   | Infra-estrutura existente .....  | 29 |
| 2.2   | Hidrodinâmica do Reactor de LF .....                                     | 31 |
| 2.2.1 | Fase Emulsão .....   | 31 |
| 2.2.2 | Fase Bolha .....   | 32 |
| 2.2.1 | Distribuição de vazios e caudal pelas várias fases .....                 | 33 |
| 2.2.2 | Expansão do leito .....  | 34 |
| 2.2.3 | Coeficientes de transferência de massa entre as bolhas e a emulsão ..... | 34 |
| 2.2.4 | Freeboard .....  | 35 |
| 2.2.5 | Distribuição de tamanhos de partículas no reactor .....                  | 36 |
| 2.3   | Configurações do sistema RLFC + RLFG .....                               | 37 |
| 2.3.1 | Configuração A – “Dual in series design” .....                           | 38 |
| 2.3.2 | Configuração B – “Embebed design” .....                                  | 39 |
| 3     | Dimensionamento do reactor de LF de gasificação (RLFG) .....             | 41 |
| 3.1   | Metodologia de dimensionamento .....                                     | 41 |
| 3.2   | Composição e características do combustível .....                        | 41 |
| 3.3   | Características das partículas do leito de RLFG .....                    | 42 |
| 3.4   | Caudais de combustível .....   | 42 |
| 3.5   | Considerações sobre o dimensionamento do RLFG .....                      | 43 |
| 3.5.1 | Agente de gasificação .....  | 43 |
| 3.5.2 | Rácio de agente de gasificação .....                                     | 43 |
| 3.5.3 | Temperatura de gasificação .....   | 44 |
| 3.5.4 | Diâmetro interno do gasificador .....                                    | 44 |
| 3.5.5 | Altura total do Gasificador .....  | 45 |
| 3.5.6 | Placa de Distribuição .....  | 46 |
| 4     | Balanço mássico .....  | 51 |
| 4.1   | Modelo de Balanço mássico do processo de gasificação .....               | 52 |
| 4.1.1 | Rácios elementares da alimentação .....                                  | 52 |
| 4.1.2 | Temperatura e pressão de operação .....                                  | 53 |
| 4.1.3 | Tipos e rácios de agentes de gasificação .....                           | 53 |
| 4.1.4 | Produtos de gasificação .....  | 55 |
| 4.2   | Análise do balanço mássico efectuado ao processo de gasificação .....    | 56 |
| 4.2.1 | Gasificação de biomassa seca sem adição de agente de gasificação .....   | 56 |
| 4.2.2 | Gasificação de biomassa com vapor de água .....                          | 57 |
| 4.2.3 | Gasificação de biomassa com oxigénio puro .....                          | 58 |
| 4.2.4 | Gasificação de biomassa com ar atmosférico .....                         | 60 |
| 4.2.5 | Gasificação de biomassa com mistura de vapor e oxigénio .....            | 61 |
| 4.2.6 | Gasificação de biomassa com mistura de vapor e ar atmosférico .....      | 62 |
| 4.2.7 | Volume de gás produzido .....  | 63 |
| 4.2.8 | Conversão energética da biomassa .....                                   | 65 |

|         |   |     |
|---------|---|-----|
| 4.3     | Conclusões do balanço mássico ao processo de gasificação .....  | 67  |
| 4.4     | Balanço mássico ao processo de combustão .....  | 68  |
| 5       | Balanço energético.....   | 71  |
| 5.1     | Energia dos reagentes.....  | 72  |
| 5.2     | Energia dos produtos .....  | 73  |
| 5.3     | Perdas de energia.....  | 73  |
| 5.3.1   | Processos de transferência de calor em Leitos Fluidizados .....   | 74  |
| 5.3.2   | Transferência de calor entre fases do LF e superfícies .....  | 75  |
| 5.3.2.1 | Coeficiente de transferência de calor entre o leito e a superfície .....                                | 76  |
| 5.3.2.2 | Coeficiente de transferência de calor entre o <i>freeboard</i> e a superfície.....                      | 79  |
| 5.3.2.3 | Coeficiente global de transferência de calor através da parede e isolamento do reactor                  | 83  |
| 5.4     | Energia útil .....  | 85  |
| 5.5     | Energia disponível no RLFC .....  | 87  |
| 5.6     | Avaliação energética ao RLFG .....  | 89  |
| 5.6.1   | Gasificação de biomassa seca sem agente de gasificação.....   | 91  |
| 5.6.2   | Gasificação de biomassa com vapor de água.....  | 92  |
| 5.6.3   | Gasificação de biomassa com ar atmosférico .....  | 93  |
| 5.6.4   | Gasificação de biomassa com oxigénio puro.....  | 93  |
| 5.6.5   | Gasificação de biomassa com misturas de vapor de água e ar atmosférico.....                             | 94  |
| 5.6.6   | Gasificação de biomassa com misturas de vapor de água e oxigénio .....                                  | 95  |
| 6       | Modelo operacional do gasificador.....  | 97  |
| 6.1     | “Dual in series design” – Sistema de recirculação de sólidos .....                                      | 97  |
| 6.1.1   | Caudais de recirculação de sólidos .....  | 98  |
| 6.1.2   | Diâmetro do tubo de recirculação.....   | 100 |
| 6.1.3   | Perda de carga no tubo de recirculação de sólidos .....   | 102 |
| 6.1.4   | Válvulas não mecânicas – Selos .....  | 104 |
| 6.2     | “Embebed design” – Transferência de calor .....   | 106 |
| 6.3     | Avaliação energética global do sistema RLFC + RLFG .....  | 108 |
| 6.4     | Material e isolamento do reactor .....  | 114 |
| 6.5     | Limpeza e melhoramento do produto gasoso .....  | 116 |
| 6.5.1   | Remoção das partículas .....  | 117 |
| 6.5.2   | Remoção dos alcatrões .....   | 119 |
| 7       | Conclusões e sugestões .....  | 121 |
| 7.1     | Conclusões sobre os resultados obtidos.....   | 121 |
| 7.2     | Limitações do trabalho e sugestões para trabalho futuro.....  | 124 |
|         | Referências bibliográficas .....  | 125 |
|         | Anexo A – Dados de reactores de leito fluidizado de gasificação de biomassa .....                       | 135 |
|         | Anexo B – Correlações para determinação da capacidade calorífica média de alguns gases.....             | 137 |
|         | Anexo C – Correlações para cálculo da condutividade térmica dos materiais do isolamento dos reactores . | 138 |

|  |     |
|--|-----|
| Anexo D – Tabelas termodinâmicas de vapor..... | 139 |
| Anexo E – Números Adimensionais .....          | 142 |

## Índice de Figuras

|   |    |
|---|----|
| Figura 1-1: Fontes de produção de energia na UE-27, em 2006 .....   | 2  |
| Figura 1-2: Fontes renováveis de produção de energia na UE-27, em 2006 .....  | 2  |
| Figura 1-3: Fontes de energia renovável em Portugal, em 2006, em % .....  | 3  |
| Figura 1-4: Exemplo de um sistema de leito fluidizado de combustão .....  | 9  |
| Figura 1-5: Representação dos regimes de fluidização do reator .....  | 10 |
| Figura 1-6: Comportamento do leito em função da variação de velocidade do gás .....   | 11 |
| Figura 1-7: Produtos resultantes da pirólise da biomassa .....  | 17 |
| Figura 1-8: Influência da RE na conversão do carbono, num LF em regime circulante, na gasificação de biomassa .....   | 23 |
| Figura 1-9: Influência da RE na temperatura do leito num LF em regime circulante na gasificação de biomassa .....   | 24 |
| Figura 1-10: Tempo de <i>burnout</i> estimado para partículas de carbonizado .....  | 25 |
| Figura 2-1: Instalação piloto de leito fluidizado de combustão existente no DAO-UA .....  | 30 |
| Figura 2-2: Sistema “Dual in series design” com sistema de recirculação de sólidos .....  | 38 |
| Figura 2-3: Sistema “Embeded design” com transferência de calor pela parede .....   | 39 |
| Figura 4-1: Variação na composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , na gasificação do combustível sem agente de gasificação .....                                | 56 |
| Figura 4-2: A a F – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , variando a temperatura e rácios de vapor .....                                       | 57 |
| Figura 4-3: A a D – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , variando a temperatura e rácios de $\text{O}_2$ .....                                | 59 |
| Figura 4-4: A a D – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , variando a temperatura e rácios de ar atmosférico .....                              | 60 |
| Figura 4-5: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 0.3, variando a temperatura e rácio de $\text{O}_2$ .....    | 61 |
| Figura 4-6: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 0.7, variando a temperatura e rácio de $\text{O}_2$ .....    | 61 |
| Figura 4-7: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 1.0, variando a temperatura e rácio de $\text{O}_2$ .....    | 61 |
| Figura 4-8: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 0.3, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico .....  | 62 |
| Figura 4-9: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 0.7, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico .....  | 62 |
| Figura 4-10: A e B – Variação da composição, em $\text{kmol i.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , e $W_{\text{CEB}}$ , em $\text{MJ.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , para $W_{\text{VG}}$ de 1.0, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico ..... | 62 |

|  |     |
|--|-----|
| Figura 4-11: Variação do volume de gás produzido, em $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e o tipo de agente de gasificação .....  | 64  |
| Figura 4-12: A – Comparação do volume de gás produzido, em $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e gasificação com ar ou $O_2$ ; B – Comparação do volume de gás produzido, em $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e $W_{VG}$ , com RE 0.24..... | 64  |
| Figura 4-13: Variação do $W_{CEB}$ , em $MJ.kg B_{bs}^{-1}$ , com os diferentes tipos de agentes de gasificação.....   | 66  |
| Figura 4-14: A – Variação do $W_{CEB}$ , em $MJ.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e RE, à $W_{VG}$ constante; B – Variação do $W_{CEB}$ , em $MJ.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e $W_{VG}$ , à RE constante .....   | 67  |
| Figura 5-1: Rácio de espessura efectiva de filme de gás à volta do ponto do contacto: $\phi_b$ para contacto entre partículas adjacentes e $\phi_w$ entre partículas e uma superfície .....  | 78  |
| Figura 5-2: Variação do coeficiente de transferência de calor h, em $W.m^{-2}.K^{-1}$ , em função do diâmetro das partículas do leito .....  | 78  |
| Figura 5-3: Variação do coeficiente de transferência de calor h, em função da velocidade de fluidização .....  | 78  |
| Figura 5-4: Variação do coeficiente h para tubos horizontais, a altas temperaturas, com a altura.....  | 82  |
| Figura 5-5: Transferência de calor em parede composta.....   | 84  |
| Figura 5-6: Potência perdida pelo isolamento do reactor de leito fluidizado de combustão em função da altura do reactor, para temperatura de leito de 1100 K.....  | 85  |
| Figura 5-7: Representação esquemática das opções de aproveitamento energético entre os sistemas de combustão e gasificação .....   | 86  |
| Figura 5-8: Representação esquemática de aproveitamento directo do calor do combustor no gasificador ....  | 86  |
| Figura 5-9: Potência do RLFC em função do caudal de biomassa alimentada .....  | 89  |
| Figura 5-10: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa seca sem agente de gasificação e energia útil obtida da combustão de biomassa.....   | 92  |
| Figura 5-11: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com vapor e energia útil obtida da combustão de biomassa. ....   | 92  |
| Figura 5-12: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com ar e energia útil obtida da combustão de biomassa. ....  | 93  |
| Figura 5-13: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com vapor e energia útil obtida da combustão de biomassa. ....   | 94  |
| Figura 5-14: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com misturas de vapor e ar e energia útil obtida da combustão de biomassa.....   | 94  |
| Figura 5-15: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com misturas de vapor e oxigénio e energia útil obtida da combustão de biomassa.....   | 95  |
| Figura 6-1: Caudal de leito a recircular, para gasificação com A: 0.3 e B: 2.0 $kg H_2O.kg B_{bs}^{-1}$ , sem aproveitamento do calor sensível dos produtos de gasificação. ....   | 99  |
| Figura 6-2: Exemplos de válvulas não mecânicas.....  | 104 |
| Figura 6-3: Exemplo de um selo .....   | 105 |
| Figura 6-4: Exemplo de um selo .....   | 105 |
| Figura 6-5: Caudal de recirculação de sólidos em função do tipo e rácio de agente de gasificação .....   | 112 |

|   |     |
|---|-----|
| Figura 6-6: Temperatura do combustor necessária em função do tipo e rácio de agente de gasificação.....   | 112 |
| Figura 6-7: Condutividade térmica de alguns materiais refractários .....                                  | 115 |
| Figura 6-8: Eficiência dos despoeiradores em função do diâmetro da partícula e do tipo de despoeirador .. | 117 |

## Índice de Tabelas

|   |    |
|---|----|
| Tabela 1-1: Valores típicos de esfericidade para alguns tipos de partículas.....  | 13 |
| Tabela 1-2: Comparação entre a composição dos gases obtidos por pirólise e gasificação de biomassa de pinheiro.....   | 18 |
| Tabela 1-3: Estequiometria e entalpias das reacções do processo de gasificação .....  | 21 |
| Tabela 1-4: Modelos para estimar a composição do gás produzido no processo de gasificação.....  | 26 |
| Tabela 2-1: Características das partículas de areia usadas como enchimento .....  | 31 |
| Tabela 3-1: Análise imediata da biomassa .....  | 41 |
| Tabela 3-2: Análise elementar da biomassa .....   | 42 |
| Tabela 3-3: Poder calorífico inferior da biomassa.....  | 42 |
| Tabela 3-4: Características físicas da biomassa.....  | 42 |
| Tabela 3-5: Características das partículas do leito.....  | 42 |
| Tabela 3-6: Caudais da biomassa para a gasificação .....  | 43 |
| Tabela 3-7: Propriedades da mistura gasosa nas condições de operação .....  | 44 |
| Tabela 3-8: Diâmetro do gasificador .....   | 45 |
| Tabela 3-9: Altura total do gasificador.....  | 46 |
| Tabela 3-10: Valores bibliográficos para o rácio $\Delta p_d/\Delta p_b$ .....  | 47 |
| Tabela 3-11: Coeficiente de descarga do orifício em função do número de Reynolds do reactor.....  | 48 |
| Tabela 3-12: Altura mínima de fluidização e perda de carga no distribuidor.....   | 49 |
| Tabela 3-13: Velocidade do gás através dos orifícios .....  | 49 |
| Tabela 3-14: Número de orifícios.....   | 49 |
| Tabela 4-1: Equações de cálculo de rácios elementares aos reagentes.....  | 53 |
| Tabela 4-2: Rácios de agente de gasificação considerados, por cada quilograma de biomassa em base seca. ....  | 54 |
| Tabela 4-3: Fórmulas de cálculo do volume de gás produzido, por quilograma de biomassa em base seca... ..   | 63 |
| Tabela 4-4: Valores de PCI, em $\text{MJ.kg}_i^{-1}$ , de algumas espécies químicas presentes no gás à temperatura de referência ( $T^0=298\text{K}$ ).....   | 66 |
| Tabela 4-5: Rácios de agente de gasificação testados, que produzem um produto gasoso com $W_{\text{CEB}}$ superior ao da biomassa utilizada no processo ..... | 68 |
| Tabela 4-6: Necessidades de oxidante à combustão.....   | 69 |
| Tabela 4-7: Balanço mássico à combustão.....  | 69 |
| Tabela 4-8: Necessidades estequiométrica e actual de ar de combustão .....  | 70 |
| Tabela 4-9: Balanço mássico ao processo de combustão .....  | 70 |
| Tabela 5-1: Coeficientes da Eq. 5-32 .....  | 81 |
| Tabela 5-2: Constantes relativas ao sólido constituinte do leito.....   | 83 |
| Tabela 5-3: Coeficiente de transferência de calor do leito para a parede e do <i>freeboard</i> para a parede do RLFC .....                                    | 83 |
| Tabela 5-4: Constituição da parede e tipo de isolamento do RLFC .....   | 84 |

|   |     |
|---|-----|
| Tabela 5-5: Perdas de calor associadas ao RLFC e RLFG, a diferentes temperaturas .....  | 85  |
| Tabela 5-6: Capacidade calorífica de alguns compostos .....   | 87  |
| Tabela 5-7: Temperaturas consideradas no processo de combustão .....  | 88  |
| Tabela 5-8: Balanço energético ao processo de combustão de biomassa .....   | 88  |
| Tabela 5-9: Calor sensível que se poderá aproveitar para aplicação na gasificação .....   | 88  |
| Tabela 5-10: Energia necessária para produção de vapor nas condições de entrada .....   | 89  |
| Tabela 5-11: Variação de tipo e rácios de agente de gasificação para o balanço energético à gasificação .....   | 90  |
| Tabela 5-12: Temperaturas consideradas para o processo de gasificação .....   | 90  |
| Tabela 5-13: Balanço energético à gasificação de biomassa com $0.3 \text{ kg H}_2\text{O.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ .....  | 90  |
| Tabela 5-14: Entalpia útil para gasificação de biomassa com $0.3 \text{ kg H}_2\text{O.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , com aproveitamento do calor sensível dos produtos de gasificação ..... | 91  |
| Tabela 6-1: Velocidade terminal das partículas de leito .....   | 101 |
| Tabela 6-2: Diâmetro do tubo de recirculação .....  | 101 |
| Tabela 6-3: Comparação de caudal de ar necessário para arrastar os sólidos recirculados e caudal de ar fornecido como ar secundário .....   | 101 |
| Tabela 6-4: Comparação entre caudal de ar fornecido como ar primário e caudal de ar necessário para fluidizar o RLFC .....  | 102 |
| Tabela 6-5: Valor de $f_b$ em função da razão raio da curva e diâmetro do tubo .....  | 103 |
| Tabela 6-6: Variáveis para cálculo da perda de carga em linha .....   | 103 |
| Tabela 6-7: Perda de carga em linha .....   | 104 |
| Tabela 6-8: Comparação de fracção de vazios no <i>freeboard</i> em diferentes regimes de leito fluidizado .....   | 105 |
| Tabela 6-9: Temperatura do leito de combustão necessária para satisfazer as necessidades energéticas do reactor de gasificação para uma altura imersa no leito de RLFC de 10 cm .....   | 107 |
| Tabela 6-10: Temperatura do leito de combustão necessária para satisfazer as necessidades energéticas do reactor de gasificação para uma altura imersa no leito de RLFC de 20 cm .....  | 107 |
| Tabela 6-11: Avaliação energética à configuração “Dual in series design” .....  | 110 |
| Tabela 6-12: Avaliação energética da configuração “Embebed design” .....  | 111 |
| Tabela 6-13: Características do tipo de isolamento .....  | 115 |
| Tabela 6-14: Constituição da parede e tipo de isolamento do RLFG .....  | 116 |
| Tabela 6-15: Vantagens e desvantagens de diferentes métodos de remoção de partículas do produto gasoso .....  | 118 |
| Tabela Anexo A - 1: Parâmetros de operação, características físicas do reactor e características da biomassa para reactores experimentais .....   | 136 |
| Tabela Anexo C - 1: Correlações para o cálculo da condutibilidade térmica dos materiais de isolamento ...   | 138 |
| Tabela Anexo D - 1: Tabela termodinâmica de vapor saturado – tabela de pressão ( $T^0=25^\circ\text{C}$ ; $P=1 \text{ atm}$ ) .....   | 139 |
| Tabela Anexo D - 2: Tabela termodinâmica de vapor sobreaquecido ( $T^0=25^\circ\text{C}$ ; $P=1 \text{ atm}$ ) .....  | 141 |



## **Lista de abreviaturas**

|      |  |
|------|--|
| GEE  | - Gases com efeito estufa                    |
| UE   | - União Europeia                             |
| DL   | - Decreto-Lei                                |
| LF   | - Leito Fluidizado                           |
| PC   | - Poder calorífico                           |
| PCS  | - Poder calorífico superior                  |
| PCI  | - Poder calorífico inferior                  |
| LFB  | - Leito Fluidizado Borbulhante               |
| LFC  | - Leito Fluidizado Circulante                |
| RE   | - Razão de equivalência                      |
| RLFG | - Reactor de Leito Fluidizado de Gasificação |
| RLFC | - Reactor de Leito Fluidizado de Combustão   |

## Nomenclatura

|                     |   |   |
|---------------------|---|---|
| $a$                 | - área interfacial local das bolhas por unidade de volume do leito                                | $[m_b^2 \cdot m_r^{-3}]$  |
| $a_b$               | - área interfacial das bolhas por unidade de volume de bolha                                      | $[m_b^2 \cdot m_b^{-3}]$  |
| $A$                 | - área perpendicular à direcção do fluxo de calor   | $[m^2]$   |
| $A_f$               | - altura do <i>freeboard</i>  | $[m]$   |
| $A_l$               | - altura do leito   | $[m]$   |
| $A_s$               | - (Eq. 5-13, Eq. 5-31) área da superfície; (Eq. 2-4, Eq. 2-15, Eq. 3-3) área de secção do reactor | $[m^2]; [m^2]$  |
| $A_{str}$           | - área de secção do tubo de recirculação de sólidos   | $[m^2]$   |
| $A_0$               | - área de distribuidor por orifício   | $[m^2 \cdot \text{orifício}^{-1}]$                                    |
| $c_{pi}$            | - calor específico a pressão constante de gás puro i; capacidade calorífica de uma substância i   | $[kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$                                     |
| $\overline{c_{pi}}$ | - calor específico médio a pressão constante do gás i referido a $T^0$                            | $[kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$                                     |
| $C$                 | - (Eq. 5-32) constante  | $[-]$   |
| $C_D$               | - coeficiente de descarga   | $[-]$   |
| $C_{D,or}$          | - coeficiente de descarga do orifício   | $[-]$   |
| $C_{pg}$            | - capacidade calorífica do gás a pressão constante  | $[J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}]$ ou $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$ |
| $C_{pL}$            | - capacidade calorífica do leito a pressão constante  | $[J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}]$ ou $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$ |
| $C_{ps}$            | - capacidade calorífica do sólido a pressão constante   | $[J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}]$                                      |
| $C_w, C_c$          | - factor de correcção das emissividades de $H_2O$ e $CO_2$  | $[-]$   |
| $d_b$               | - diâmetro da bolha   | $[m]$   |
| $d_{bmax}$          | - diâmetro de bolha máximo estável  | $[m]$   |
| $d_{b0}$            | - diâmetro de bolha formada no distribuidor   | $[m]$   |
| $d_{or}$            | - diâmetro do orifício do injecto   | $[m]$   |
| $d_p$               | - diâmetro de uma partícula   | $[m]$   |
| $d_{pb}$            | - diâmetro de uma partícula do leito  | $[m]$   |
| $d_r$               | - diâmetro do reactor   | $[m]$   |
| $d_{tt}$            | - diâmetro dos tubos transferência de calor   | $[m]$   |
| $D_{Am}$            | - difusividade de um gás A numa mistura gasosa  | $[m^2 \cdot s^{-1}]$  |
| $D_{O_2-N_2}$       | - difusividade molecular do $O_2$ em $N_2$  | $[m^2 \cdot s^{-1}]$  |
| $D_{pb}^*$          | - diâmetro adimensional   | $[-]$   |
| $D_{tr}$            | - diâmetro do tubo de recirculação de sólidos   | $[m^2 \cdot s^{-1}]$  |
| $E_z$               | - coeficiente de dispersão no <i>freeboard</i>  | $[m^2 \cdot s^{-1}]$  |
| $f_b$               | - coeficiente de fricção em curvas  | $[-]$   |
| $f_g$               | - coeficiente de fricção do gás   | $[-]$   |
| $f_s$               | - coeficiente de fricção do sólido  | $[-]$   |
| $g$                 | - aceleração da gravidade   | $[m \cdot s^{-2}]$  |
| $g_c$               | - factor de conversão (=1)  | $[kg \cdot m \cdot s^{-2} \cdot N^{-1}]$                              |
| $Ga$                | - número de Galileu   | $[-]$   |
| $Gr$                | - número de Grashof   | $[-]$   |
| $\dot{G}_{m,A,c}$   | - caudal mássico de ar de combustão   | $[kg \cdot ar \cdot s^{-1}]$  |
| $\dot{G}_{v,A,tr}$  | - caudal volumétrico de ar no tubo de recirculação  | $[m_N^3 \cdot ar \cdot s^{-1}]$                                       |
| $\dot{G}_{m,A,tr}$  | - caudal mássico de ar no tubo de recirculação  | $[kg \cdot ar \cdot s^{-1}]$  |
| $\dot{G}_{A,c}$     | - caudal volumétrico de ar de combustão   | $[m_N^3 \cdot ar \cdot s^{-1}]$                                       |

|                 |  |  |
|-----------------|--|--|
| $\dot{G}_G$     | - caudal mássico de agente de gasificação  | [kg ag.s <sup>-1</sup> ]   |
| $h$             | - coeficiente de transferência de calor  | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $h_{cond}$      | - coeficiente de transferência convectiva entre partículas e uma superfície  | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $h_{conv}$      | - (Eq. 5-14, Eq. 5-18, Eq. 5-19, Eq. 5-21) coeficiente de transferência convectiva entre partículas de emulsão e uma superfície; (Eq. 5-32, Eq. 5-34) coeficiente de transferência convectiva entre escoamento gasoso e superfície | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]; [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ] |
| $h_{pack}$      | - coeficiente de transferência de calor na camada de partículas em contacto com a superfície   | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $h_{rad}$       | - (Eq. 5-14, Eq. 5-17) coeficiente de transferência radiativa de calor entre o leito e uma superfície imersa; (Eq. 5-26) coeficiente de transferência radiativa de calor entre um escoamento gasoso e uma superfície               | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $h_{WV,T^0}$    | - calor latente de vaporização da água, a 25°C   | [kJ.kg H <sub>2</sub> O <sup>-1</sup> ]                                      |
| $H$             | - altura do leito expandido  | [m]  |
| $H_{freeboard}$ | - altura do <i>freeboard</i>   | [m]  |
| $H_{leito}$     | - altura do leito fixo   | [m]  |
| $H_{mf}$        | - altura do leito às condições de mínima fluidização   | [m]  |
| $H_{reactor}$   | - altura do reactor  | [m]  |
| $k$             | - condutibilidade térmica  | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $k_a, k_b, k_c$ | - condutibilidade das camadas de isolamento do reactor   | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $k_{be}$        | - coeficiente de transferência de massa entre as fases bolha e emulsão   | [m <sup>3</sup> .m <sup>-2</sup> .s <sup>-1</sup> ]                          |
| $k_e^0$         | - condutibilidade térmica efectiva da emulsão considerando uma camada de gás estagnada   | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $k_{es}^0$      | - condutibilidade térmica efectiva de uma fina camada de leito adjacente à superfície  | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $k_g$           | - condutibilidade térmica do gás   | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $k_s$           | - condutibilidade térmica do sólido  | [W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ]  |
| $L$             | - comprimento do tubo  | [m]  |
| $L_e$           | - comprimento equivalente  | [m]  |
| $m$             | - (Eq. 5-32) constante   | [-]  |
| $m_b$           | - massa do leito   | [kg]   |
| $M_A$           | - massa molecular do ar seco   | [kg.kmol <sup>-1</sup> ]   |
| $M_j$           | - massa molecular do elemento j  | [kg.kmol <sup>-1</sup> ]   |
| $n$             | - (Eq. 5-33) constante   | [-]  |
| $n_{bs}$        | - frequência das bolhas na vizinhança duma superfície permutadora de calor (= 3.5 Kunii & Levenspiel, 1991)  | [s <sup>-1</sup> ]   |
| $n_{ip}$        | - número de moles de produto i por quilograma de combustível   | [kmol p.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                   |
| $n_t$           | - número de moles de gás por quilograma de combustível   | [kmol gás.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                 |
| $N_{or}$        | - (Eq. 3-12) número de orifícios no distribuidor por unidade de área; (Eq. 3-13) número de orifícios no distribuidor   | [m <sup>-2</sup> ] ou [-]  |
| $Nu$            | - número de Nusselt  | [-]  |
| $p_{CO_2}$      | - pressão parcial do CO <sub>2</sub> na mistura gasosa   | [Pa]   |
| $p_{H_2O}$      | - pressão parcial de H <sub>2</sub> O na mistura gasosa  | [Pa]   |
| $P$             | - pressão  | [Pa]   |
| $PCI$           | - poder calorífico de uma substância, por quilograma de combustível em base seca ou por quilograma de gás  | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] ou [MJ.kg gás]                        |

|                      |   |   |
|----------------------|---|---|
| $PCI_i$              | - poder calorífico inferior do composto i em base seca  | $[MJ.kg\ i_{bs}^{-1}]$ ou $[MJ.kmol_{bs}^{-1}]$ |
| $PCI'_{Gás}$         | - poder calorífico inferior da mistura gasosa, em base tal e qual   | $[kJ.kg\ gás_{btq}^{-1}]$                       |
| $PCI_{Gás}$          | - poder calorífico inferior da mistura gasosa, em base seca   | $[kJ.kg\ gás_{bs}^{-1}]$                        |
| $PCI_p$              | - poder calorífico inferior dos produtos  | $[kJ.kg\ B_{bs}^{-1}]$                          |
| $PCI_{p,T^0}$        | - poder calorífico do produto referido a $T^0$ (25°C)   | $[MJ.kg\ p_{bs}^{-1}]$                          |
| $Pe$                 | - número de Peclet  | [-]   |
| $P_{Gth}$            | - potência da instalação  | $[MJ.s^{-1}]$                                   |
| $Pr$                 | - número de Prandtl   | [-]   |
| $Pr_g$               | - número de Prandtl calculado à temperatura do escoamento gasoso  | [-]   |
| $Pr_s$               | - número de Prandtl calculado à temperatura da superfície permutadora   | [-]   |
| $q$                  | - taxa de transferência de calor  | $[W.m^{-2}]$                                    |
| $q_{condução}$       | - taxa de transferência de calor por condução   | $[W.m^{-2}]$                                    |
| $q_{convecção}$      | - taxa de transferência convectiva de calor   | $[W.m^{-2}]$                                    |
| $q_{radiação}$       | - taxa de transferência radiativa de calor  | $[W.m^{-2}]$                                    |
| $r_b$                | - raio da curva   | [m]   |
| $r_1, r_2, r_3, r_4$ | - raios das camadas que constituem a parede do reactor (do interior para o exterior): aço refractário, lâ cerâmica, lâ de rocha | [m]   |
| $R$                  | - constante dos gases perfeitos (=8314)   | $[J.kmol^{-1}.K^{-1}]$                          |
| $Ra$                 | - número de Rayleigh  | [-]   |
| $Re$                 | - número de Reynolds  | [-]   |
| $Re_{dtt}$           | - número de Reynolds para um escoamento gasoso sobre um tubo cilíndrico de diâmetro $d_{tt}$                                    | [-]   |
| $Re_p$               | - número de Reynolds de uma partícula de tamanho $d_p$  | [-]   |
| $Re_{p,mf}$          | - número de Reynolds de uma partícula às condições de mínima fluidização  | [-]   |
| $Re_r$               | - número de Reynolds do reactor   | [-]   |
| $\dot{S}_B$          | - caudal mássico de biomassa  | $[kg\ B_{bs}.s^{-1}]$                           |
| $\dot{S}_{BC}$       | - caudal de biomassa para combustão   | $[kg\ B_{bs}.s^{-1}]$                           |
| $Sc$                 | - número de Schmidt   | [-]   |
| $\dot{S}_L$          | - caudal mássico de leito   | $[kg\ leito.s^{-1}]$                            |
| $T$                  | - temperatura   | [K]   |
| $T_{ag}$             | - temperatura de agente de gasificação  | [K]   |
| $T_A$                | - temperatura do ar   | [K]   |
| $T_b$                | - temperatura do leito  | [K]   |
| $T_B$                | - temperatura da biomassa   | [K]   |
| $T_C$                | - temperatura de combustão  | [K]   |
| $T_{C,necessária}$   | - temperatura necessária no reactor de combustão  | [K]   |
| $TDH$                | - <i>transport disengaging height</i>   | [m]   |
| $T_g$                | - temperatura de um escoamento gasoso   | [K]   |
| $T_G$                | - temperatura de gasificação  | [K]   |
| $T_p$                | - temperatura dos produtos  | [K]   |
| $T_s$                | - temperatura da superfície permutadora de calor  | [K]   |
| $T_{saídaG}$         | - temperatura de saída dos produtos gasosos de gasificação  | [K]   |
| $T_{viz}$            | - temperatura do meio circundante   | [K]   |
| $T_V$                | - temperatura do vapor  | [K]   |

|             |   |   |
|-------------|---|---|
| $T^0$       | - temperatura de referência   | [K]   |
| $T_\infty$  | - temperatura do fluido adjacente em movimento  | [K]   |
| $u_b$       | - velocidade ascensional da bolha   | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_{bi}$    | - velocidade da bolha   | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_g$       | - velocidade do gás no tubo de recirculação   | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_{mf}$    | - velocidade mínima de fluidização  | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_{or}$    | - velocidade do gás no orifício   | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_s$       | - velocidade dos sólidos no tubo de recirculação  | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_t$       | - velocidade terminal de uma partícula  | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $u_0$       | - velocidade superficial do gás   | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $v$         | - velocidade média do fluido  | [m.s <sup>-1</sup> ]  |
| $v^*$       | - velocidade adimensional   | [-]   |
| $V_{leito}$ | - volume de leito   | [m <sup>3</sup> ]   |
| $V_g$       | - volume da mistura gasosa  | [m <sup>3</sup> ]   |
| $V_m$       | - volume molar de gás produzido nas condições normais   | [m <sup>3</sup> gás.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                  |
| $V_{tb}$    | - volume total de bolhas no leito   | [m <sup>3</sup> ]   |
| $w_{AG}$    | - fracção mássica de ar no agente de gasificação  | [kg Ar.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                               |
| $w_{Ce}$    | - fracção mássica de carbono na escória em bs   | [kg C.kg escór <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                            |
| $w_{Cv}$    | - fracção mássica de carbono nos volantes em bs   | [kg C.kg volant <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                           |
| $w_{jB}$    | - fracção mássica de componente j no combustível em bs (j=C, H, N, S, O, Z)                       | [kg j.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                |
| $w_{OG}$    | - fracção mássica de oxigénio no agente de gasificação  | [kg O <sub>2</sub> .kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                  |
| $w_{VG}$    | - fracção mássica de H <sub>2</sub> O no agente de gasificação                                    | [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                 |
| $w_{WB}$    | - fracção mássica de água no combustível em btq   | [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>btq</sub> <sup>-1</sup> ]                |
| $w_{ZB}$    | - fracção mássica de cinzas no combustível em bs  | [kg Z.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                |
| $w_{Ze}$    | - fracção mássica de cinzas na escória em bs  | [kg Z.kg escór <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                            |
| $w_{Zv}$    | - fracção mássica de cinzas nos volantes em bs  | [kg Z.kg volant <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                           |
| $W_{a,a}$   | - necessidade actual de oxigénio para a combustão   | [kg O <sub>2</sub> .kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                  |
| $W_{a,A}$   | - necessidade actual de ar para a combustão   | [kg ar.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                               |
| $W_{AG}$    | - razão mássica de ar utilizado como agente de gasificação  | [kg ar.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                               |
| $W_{CEB}$   | - razão de conversão energética da biomassa   | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                  |
| $W_{CEBT}$  | - razão de utilização/conversão energética da biomassa em gás no sistema combustão e gasificação  | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> C+G]                               |
| $W_{CG}$    | - razão de biomassa necessária usada no combustor para fornecer energia necessária ao gasificador | [kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> G.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> C] |
| $W_{eB}$    | - razão mássica de escória no combustível   | [kg escór.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                            |
| $W_{FB}$    | - razão mássica de combustível auxiliar   | [kg F.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                                |
| $W_{OG}$    | - razão mássica de oxigénio utilizado como agente de gasificação                                  | [kg O <sub>2</sub> .kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                  |
| $W_{s,a}$   | - necessidade estequiométrica de oxigénio para a combustão  | [kg O <sub>2</sub> .kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                  |
| $W_{s,A}$   | - necessidade estequiométrica de ar para a combustão  | [kg ar.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                               |
| $W_{vB}$    | - razão mássica de volantes no combustível  | [kg volant.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                           |
| $W_{VA}$    | - razão mássica da humidade no ar atmosférico   | [kg H <sub>2</sub> O.kg ar]   |
| $W_{VG}$    | - razão mássica de vapor utilizado como agente de gasificação                                     | [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                 |
| $W_{WB}$    | - razão mássica de água no combustível em bs  | [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                 |
| $W_{WG}$    | - razão mássica de água no agente de gasificação  | [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ]                 |
| $Y_{N_2A}$  | - fracção molar de N <sub>2</sub> no ar atmosférico seco  | [kmol N <sub>2</sub> .kmol ar seco <sup>-1</sup> ]                      |
| $Y_{O_2A}$  | - fracção molar de O <sub>2</sub> no ar atmosférico seco  | [kmol O <sub>2</sub> .kmol ar seco <sup>-1</sup> ]                      |
| $Y_{s,j}$   | - consumo estequiométrico de oxigénio   | [kmol O <sub>2</sub> .kmol j]   |

|     |  |          |
|-----|--|----------|
| $z$ | - (Eq. 2-2) altura do leito acima do distribuidor; (Secção 4.4) excesso de comburentes | [m]; [%] |
|-----|--|----------|

## Símbolos Gregos

|                        |  |  |
|------------------------|--|--|
| $\alpha_{CO_2}$        | - absorptividade do dióxido de carbono   | [-]                                    |
| $\alpha_g$             | - absorptividade da mistura gasosa   | [-]                                    |
| $\alpha_{H_2O}$        | - absorptividade da água   | [-]                                    |
| $\alpha_s$             | - constante representativa da mistura de gás na vizinhança duma superfície permutadora de calor (=0.05, Kunii & Levenspiel, 1991)          | [-]                                    |
| $\beta$                | - fracção do caudal total que atravessa o leito na fase bolha  | [-]                                    |
| $\varepsilon$          | - (Eq. 2-13, Tabela 3-5) fracção total de vazios no leito; (Eq. 5-12) emissividade do corpo  | [-]; [-]                               |
| $\varepsilon_{br}$     | - fracção de volume ocupado pelas bolhas no reator   | [-]                                    |
| $\varepsilon_{CO_2}$   | - emissividade do dióxido de carbono   | [-]                                    |
| $\varepsilon_{er}$     | - fracção de vazios na fase emulsão  | [-]                                    |
| $\varepsilon_g$        | - (Eq. 5-26, Eq. 5-27) emissividade da mistura gasosa; (Eq. 6-14, Eq. 6-15, Eq. 6-16) fracção de vazios do escoamento gasoso               | [-]; [-]                               |
| $\varepsilon_{H_2O}$   | - emissividade da água   | [-]                                    |
| $\varepsilon_{mf}$     | - fracção de vazios do leito nas condições de mínima fluidização   | [-]                                    |
| $\varepsilon_p$        | - emissividade das partículas do leito   | [-]                                    |
| $\varepsilon_s$        | - emissividade da superfície permutadora   | [-]                                    |
| $\theta$               | - ângulo   | [°]                                    |
| $\mu$                  | - viscosidade dinâmica de um fluido  | [kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] |
| $\mu_g$                | - viscosidade dinâmica de um gás   | [kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] |
| $\pi$                  | - pi ( $\pi=3.1415$ )  | [-]                                    |
| $\rho$                 | - massa volúmica   | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\bar{\rho}$           | - massa volúmica média da mistura  | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\rho_{ag}$            | - massa volúmica do agente de gasificação  | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\rho_A$               | - massa volúmica do ar   | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\rho_g$               | - massa volúmica do gás  | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\rho_{leito}$         | - massa volúmica do leito  | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\rho_s$               | - massa volúmica do sólido   | [kg.m <sup>-3</sup> ]                  |
| $\sigma$               | - constante de Stefan-Boltzman ( $5.67 \times 10^{-8} \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-4}$ )  | [W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-4</sup> ]  |
| $\nu$                  | - viscosidade cinemática de um fluido  | [m <sup>2</sup> .s <sup>-1</sup> ]     |
| $\varphi_b, \varphi_w$ | - rácio de espessura efectiva de filme de gás à volta do ponto de contacto entre partículas adjacentes e entre partículas e uma superfície | [-]                                    |
| $\phi$                 | - esfericidade da partícula  | [-]                                    |
| $\phi_b$               | - factor de esfericidade ( $\phi_b=1.67$ );  | [-]                                    |
| $\phi_w$               | - esfericidade das partículas do leito.  | [-]                                    |
| $\chi_b$               | - porosidade de leito fixo   | [m <sup>3</sup> .m <sup>-3</sup> ]     |
| $\Delta h_{l,prod}$    | - variação do calor latente dos produtos, por quilograma de combustível em base seca   | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{l,reag}$    | - variação do calor latente dos reagentes, por quilograma de combustível em base seca  | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{perdido}$   | - variação do calor perdido, por quilograma de combustível em base seca  | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |

|                             |   |  |
|-----------------------------|---|--|
| $\Delta h_{r,prod}$         | - variação do calor de reacção dos reagentes, por quilograma de combustível em base seca                | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{r,reag}$         | - variação do calor de reacção dos reagentes, por quilograma de combustível em base seca                | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{s,prod}$         | - variação do calor sensível dos produtos, por quilograma de combustível em base seca                   | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{s,reag}$         | - variação do calor sensível dos reagentes, por quilograma de combustível em base seca                  | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{util}$           | - variação do calor útil, por quilograma de combustível em base seca                                    | [MJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
| $\Delta h_{util,C}$         | - variação do calor útil da combustão, por quilograma de combustível em base seca oxidado por combustão | [MJ.kg B <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ]  |
| $\Delta h_{util,G}$         | - variação do calor útil da gasificação, por quilograma de combustível em base seca gasificado          | [MJ.kg B <sub>G</sub> <sup>-1</sup> ]  |
| $\dot{\Delta h}_{util,C}$   | - potência útil da combustão, por segundo   | [MJ.s <sup>-1</sup> ]                  |
| $\dot{\Delta h}_{util,G}$   | - potência útil da gasificação, por segundo   | [MJ.s <sup>-1</sup> ]                  |
| $\dot{\Delta h}_{util,C+G}$ | - potência útil do sistema gasificação + combustão, por segundo   | [MJ.s <sup>-1</sup> ]                  |
| $\Delta h_{298 K}^0$        | - entalpia de formação a 298 K  | [kJ.mol <sup>-1</sup> ]                |
| $\Delta p_b$                | - perda de carga no leito   | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta p_c$                | - perda de carga em curvas  | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta p_d$                | - perda de carga no distribuidor  | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta p_f$                | - perda de carga por atrito   | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta p_{f,g}$            | - perda de carga por atrito do gás  | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta p_{f,s}$            | - perda de carga por atrito do sólido   | [N.m <sup>-2</sup> ]                   |
| $\Delta z_f$                | - altura de um compartimento do <i>freeboard</i>  | [m]                                    |
| $\Delta \alpha$             | - factor de correcção da absortividade da mistura   | [-]                                    |
| $\Delta \epsilon$           | - factor de correcção da emissividade da mistura  | [-]                                    |

# 1 INTRODUÇÃO

A produção de energia e de produtos energéticos é, na actividade económica, essencial ao progresso e ao bem-estar da sociedade. Contudo, constata-se que o desenvolvimento actual é essencialmente assente no uso dos recursos energéticos fósseis (carvão, petróleo e gás natural) cujas consequências ambientais associadas à emissão para a atmosfera de  $\text{SO}_x$ ,  $\text{NO}_x$ , HC e partículas, incluindo com particular acuidade as emissões de  $\text{CO}_2$  consideradas responsáveis por alterações climáticas, resultam na degradação contínua da qualidade química da atmosfera. Ao contrário, a utilização de biomassa para fins energéticos é neutra em termos de emissão de  $\text{CO}_2$ . Contudo, os recursos de biomassa são essencialmente sólidos, pelo que apresentam limitações de utilização para muitas finalidades: transportes, utilização doméstica, etc. Apresentam, assim, especial interesse, os processos que permitem converter a biomassa em outra forma de energia, nomeadamente em combustíveis de síntese (gases e líquidos).

Note-se que a produção de combustíveis de síntese já ocorreu num passado recente mas assente no uso de carvão fóssil (Probstein & Hicks, 1982)

Neste capítulo será efectuada uma introdução teórica a temas relevantes neste trabalho: constituição e propriedades da biomassa para utilização como combustível em processos termoquímicos, descrição das particularidades e funcionamento do reactor de leito fluidizado e fundamentos teóricos referentes ao processo de gasificação.

## 1.1 A ENERGIA

A energia é um elemento vital para o crescimento da economia e desenvolvimento sustentável do país.

Verifica-se que, desde a revolução industrial, o uso de combustíveis fósseis, em todas as suas formas, domina como fonte principal para produção de energia. Esta situação, originada pelos preços acessíveis, facilidade de utilização e aparente inesgotabilidade dos recursos, manteve-se ao longo dos anos. Hoje, constata-se que toda esta situação era ilusória e que durante anos se negligenciou a procura de alternativas e se abusou dos consumos, debilitando perigosamente as reservas e provocando danos ambientais dificilmente recuperáveis.

Com a crescente instabilidade socioeconómica, provocada pelo aumento dos preços das matérias-primas e às consequências ambientais que advêm da queima deste tipo de combustível, torna-se



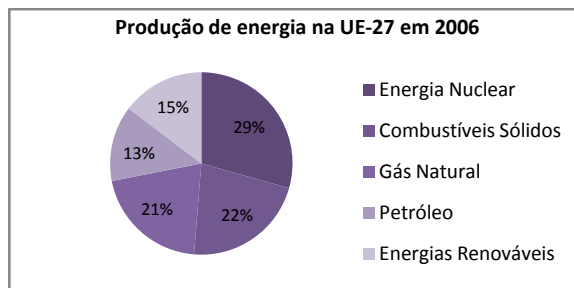
imperativo encontrar novas fontes de energia mais limpas e processos mais eficientes, cuja factura económica e ambiental a pagar não seja tão elevada.

### 1.1.1 BIOMASSA COMO FONTE ENERGÉTICA

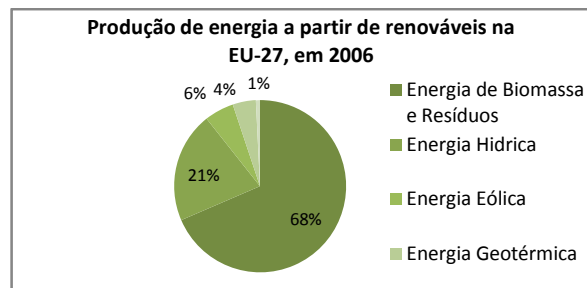
A biomassa foi durante muito tempo a maior fonte primária para produção energética. N. Otto, criador do motor de combustão, concebeu a sua invenção para funcionar a etanol, assim como R. Diesel, inventor do ciclo diesel, utilizou inicialmente óleo de amendoim. No entanto, depois da descoberta do potencial energético muito superior dos combustíveis fósseis, a utilização da biomassa como combustível foi caindo em desuso. Porém, com a recente subida dos preços do petróleo, preocupações com o facto de se pensar ter atingido o pico da sua produção, as emissões de gases de efeito estufa e a instabilidade em países do Médio Oriente, estão a provocar um aumento no interesse nos combustíveis derivados da biomassa (Speight, 2008).

A diversificação energética e as energias renováveis são das apostas fortes da União Europeia na política energética. Além de potenciar a diversificação do abastecimento, diminui a emissão de gases de efeito de estufa (GEE), cria empregos directos e pode originar uma potencial pressão no sentido da diminuição dos preços do petróleo, através da diminuição da procura, tudo isto sem aumento da poluição ou outros prejuízos ambientais, uma vez que é considerada como sendo neutra na emissão de dióxido de carbono. A nível nacional, é vantajoso utilizar biomassa pois tem custos relativamente baixos, existe em abundância, potencia a implementação de estruturas económicas regionais e pode-se tornar numa fonte de rendimento adicional para os agricultores, estimulando assim, a economia rural (COM (2005) 628).

Em termos de produção de energia primária, a UE-27 produziu, em 2006, cerca de 36 milhões de GJ, dos quais 14,7% provieram de fontes de energia renováveis, como se verifica pela observação da **Figura 1-1** e **Figura 1-2**.

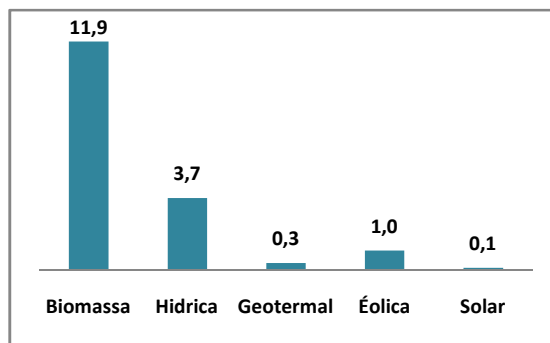


**Figura 1-1: Fontes de produção de energia na UE-27, em 2006**  
(Fonte: EUROSTAT)



**Figura 1-2: Fontes renováveis de produção de energia na UE-27, em 2006**  
(Fonte: EUROSTAT)

Em Portugal, o cenário não é animador. Em 2005, Portugal importou cerca de 83% da energia que consumiu e apenas 29,4% da energia produzida proveio de fontes renováveis. É dos países da UE-27 que mais depende energeticamente, incluindo todas as fontes (EUROSTAT, 2009). A distribuição das fontes de energia renovável em Portugal, em 2006, é variável como mostra a **Figura 1-3**.



**Figura 1-3: Fontes de energia renovável em Portugal, em 2006, em %**  
(Fonte: EUROSTAT)

Verifica-se que a biomassa tem um papel fundamental como fonte de energia renovável. No entanto, com o desenvolvimento de novas tecnologias é possível fortalecer este papel na totalidade da energia consumida.

#### *1.1.2 GASIFICAÇÃO COMO TECNOLOGIA EMERGENTE*

A gasificação da biomassa tem sido praticada há mais de 100 anos, mas provocou pouco impacto comercial devido à concorrência de outras fontes de energia. Nos últimos 20 anos, tem havido um interesse renovado na gasificação de biomassa devido, principalmente, a pressões ambientais e políticas para a diminuição das emissões de GEE. Poucos processos provaram ser economicamente viáveis, sendo que, no entanto, a tecnologia evolui de forma constante (Bridgwater et al, 2003).

A gasificação é um processo de conversão termoquímica de material sólido ou líquido, de composição carbonácea, num combustível gasoso (gás de síntese) mediante o fornecimento de um agente de gasificação, a partir do qual se pode obter hidrogénio ou qualquer outro hidrocarboneto sintético ou aplicando-o como combustível tornando-se mais versátil, fácil de transportar, mais limpo se os poluentes e inertes forem removidos durante a fase de processamento, podendo ser utilizado em motores de combustão interna e turbinas a gás, para produção de trabalho mecânico.

Este processo será descrito e desenvolvido mais pormenorizadamente na **Sub-secção 1.5.4**.

### *1.1.3 ENQUADRAMENTO LEGISLATIVO*

Devido à crescente preocupação na matéria energética, foi criada a Directiva 2001/77/CE do Parlamento Europeu e do Conselho de 27 de Setembro de 2001, relativa à promoção de electricidade produzida a partir de fontes de energia renováveis no mercado interno de electricidade. Esta Directiva preconiza que devem ser estabelecidas metas indicativas nacionais para consumo de electricidade proveniente de fontes renováveis. Portugal transpõe esta directiva para o Direito Nacional com a Resolução do Conselho de Ministros n.º 169/2005, de 24 de Outubro, onde é aprovada a Estratégia Nacional para a Energia. Neste quadro, Portugal assumiu um compromisso de produzir, até 2010, 39% da sua electricidade final com origem em fontes renováveis.

Nesta mesma linha, a Comissão Europeia publicou em 2005, o Plano de Acção para a Biomassa, onde refere o potencial da biomassa para aplicação em sistemas energéticos, como por exemplo, aquecimento, produção de electricidade e biocombustíveis. Em 28 de Abril, foi publicada a Resolução do Conselho de Ministros n.º 63/2003 onde foi fixada a meta de produção de 150 MW de potência energética proveniente da biomassa até 2010. No entanto, esta meta foi alterada para 250 MW pelo DL 225/2007, publicado em 31 de Maio.

## **1.2 BIOMASSA**

Segundo o DL 178/2006, são considerados biomassa todos os produtos que consistem na totalidade ou em parte, numa matéria vegetal, proveniente da agricultura ou silvicultura, que pode ser utilizada como combustível para recuperação do seu teor energético.

A clorofila presente nas plantas verdes, absorve a luz solar, convertendo-a através da fotossíntese, em energia química, sob a forma de compostos químicos sintetizados pela planta. Essa energia é armazenada nas ligações entre os componentes estruturais da planta. Quando estes compostos são sujeitos a oxidação, a energia química armazenada é libertada sob a forma de calor e emitidos produtos gasosos simples, nomeadamente CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O.

A biomassa é uma fonte de energia renovável, cuja utilização tem recebido grande atenção devido a considerações ambientais e de aumento da necessidade de energia a nível mundial, é limpa e tem uma quantidade negligenciável de enxofre, azoto e constituintes formadores de cinza, o que provoca baixas emissões de SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub> e fuligem, quando comparado com os combustíveis fósseis (Speight, 2008).

### 1.2.1 COMPOSIÇÃO DA BIOMASSA

A biomassa é formada por uma mistura de celulose, hemicelulose e lenhina e alguns compostos minoritários, como açúcares simples, lípidos, proteínas, amido, hidrocarbonetos, etc. Para além da matéria orgânica, contém água e alguma matéria inorgânica. Estes componentes influenciam as propriedades da biomassa e, conseqüentemente, o processo de conversão termoquímica.

A celulose,  $(C_6H_{10}O_5)_n$ , é um hidrato de carbono, polímero de um só monómero (glicose), de textura fibrosa e a sua estrutura forma-se através de ligações  $\beta$ -1,4-glicosídicas. A estrutura é dificilmente quebrável por hidrólise. A hemicelulose é uma mistura de polissacarídeos, associados à celulose. São quimicamente diferentes da celulose, amorfos e com um peso molecular inferior. Enquanto que a celulose é constituída por um tipo de monómero, a hemicelulose tem na sua constituição 2 a 4 monómeros, como por exemplo xylose e manose. Por outro lado, a lenhina é uma estrutura muito complexa que contém grupos aromáticos sendo, por isso, mais difícil degradar (Speight, 2008). Tem a função de conferir rigidez, impermeabilidade e resistência a ataques microbiológicos e mecânicos aos tecidos vegetais (McKendry, 2002a). O amido é um polissacarídeo granular que se armazena nos tecidos das plantas, sendo também um polímero de glicose, com ligações  $\alpha$ -1,4-glicosídicas, mais facilmente hidrolisáveis que a celulose.

Plantas lenhosas (madeira) são caracterizadas por crescimento lento e são compostas por fibras fortemente ligadas, conferindo dureza à superfície externa, enquanto que as plantas herbáceas são habitualmente perenes, com fibras mais soltas, indicando uma menor porção de lenhina a reunir as fibras celulósicas. As proporções relativas de celulose e lenhina são factores determinantes na identificação da adequabilidade das plantas ao processo de recuperação energética que se pretende aplicar.

### 1.2.2 PROPRIEDADES DA BIOMASSA

As propriedades inerentes da biomassa determinam tanto a sua utilização para um determinado processo termoquímico como as possíveis dificuldades subsequentes que possam surgir.

Apesar da sua ampla gama de possíveis fontes de biomassa, a alimentação dela proveniente é geralmente muito uniforme em muitas das suas propriedades que a tornam combustível, em comparação com o carvão ou petróleo (Speight, 2008).

As principais propriedades de interesse para o processo de conversão energética são a composição elementar, o teor em humidade, o poder calorífico, o teor de carbono fixo e voláteis, o conteúdo em cinzas, o conteúdo em metais alcalinos e a densidade de *bulk*.

Assim, torna-se necessário, conhecer as propriedades do combustível para que todos os aspectos relacionados com o processo termoquímico possam ser controlados.

A composição elementar de um combustível determina o poder calorífico e as necessidades de comburente (oxidante). De um modo geral a composição elementar da biomassa é curiosamente muito semelhante, para a tão grande diversidade de formas vegetais, e aproxima-se da celulose.

O teor de humidade é de extrema importância pelo facto de ter que estar adequado ao tipo de tratamento que se vai aplicar no material, isto é, no caso do tratamento térmico, o conteúdo em água tem de ser baixo, caso contrário, poderiam ocorrer dificuldades na reacção do combustível. Biomassa com maior conteúdo em humidade requer tempo de residência mais longo para secar antes da oxidação (Loo & Koppejan, 2008). Quanto menor for o conteúdo em humidade, menor a quantidade de energia necessária para remover a água e aumentar a eficiência do sistema (Klass, 1998). A humidade do combustível pode ditar a quantidade e qualidade dos produtos obtidos, assim como influenciar as variáveis operatórias do processo, como provam vários estudos publicados acerca deste efeito (Yang et al, 2004; Demirbas 2004).

O poder calorífico de um material é a quantidade de energia libertada aquando da sua oxidação. Pode ser expresso em duas formas: poder calorífico superior (PCS) e poder calorífico inferior (PCI). O PCS é a quantidade de energia libertada por oxidação do combustível, incluindo a energia para vaporização do seu conteúdo em água representando, assim, a quantidade máxima de energia potencialmente recuperável. É determinado em laboratório e referida às condições de 25°C. O PCI só engloba a energia libertada na oxidação do combustível. Em termos práticos, o calor latente contido no vapor de água não pode ser utilizado de forma eficaz e, por conseguinte, o PCI é o valor adequado a considerar em cálculos energéticos (McKendry, 2002a). O poder calorífico de um determinado combustível pode ter influência de várias propriedades do próprio combustível. Demirbas (2001) refere que existe uma relação entre o conteúdo de lenhina da biomassa e o seu poder calorífico, podendo assim ser estimado, através de fórmulas matemáticas, com bastante rigor. O mesmo acontece com a composição elementar (CHONS). Vários estudos foram conduzidos para perceber a influência da composição química no poder calorífico de um combustível e verificar algumas equações empíricas formuladas como é o caso de Friedl et al (2005), Changdong & Azevedo (2005) e Raveendran & Ganesh (1996). Os rácios O:C e H:C são factores importantes que influenciam o poder calorífico de combustíveis sólidos. Uma maior proporção de oxigénio e hidrogénio, em comparação com o carbono, provoca uma redução no valor energético do combustível, devido à menor energia contida nas ligações carbono-oxigénio e carbono-hidrogénio, do que em ligações carbono-carbono (McKendry, 2002a).

A proporção de voláteis e carbono fixo fornecem uma ideia da maior ou menor facilidade com que a biomassa pode inflamar (McKendry, 2002a). Os voláteis libertam-se durante a pirólise, logo não são necessárias temperaturas muito elevadas para ocorrer essa libertação. Comparado com carvões, a biomassa é caracterizada pelo elevado conteúdo em matéria volátil. Isto indica que a ignição e consequente oxidação são mais fáceis. No entanto também torna o processo termoquímico mais difícil de controlar, pois este passa a ser dominado, não pela oxidação do carbono mas pela oxidação dos voláteis na fase gasosa. (Werther et al, 2000). Já a proporção de carbono fixo no combustível faz aumentar o seu PC.

As cinzas são estruturas complexas, muito devido à sua variada composição, tamanho muito fino, e morfologia e propriedades da partícula muito variáveis, o que provoca sérios problemas na identificação, caracterização, especificação e utilização das cinzas e dos seus constituintes. São estruturas amorfas e são constituídas por sais solúveis e insolúveis de diferentes metais (cloretos, silicatos, hidrocarbonetos, sulfatos, fosfatos) e podem conter várias espécies químicas tais como: As (Arsénio), Ba (Bário), Cd (Cádmio), Cr (Crómio), Cu (Cobre), Mn (Manganésio), Mo (Molibdénio), Ni (Níquel), Pb (Chumbo), Ti (Titânio), V (Vanádio), Ca (Cálcio), K (Potássio), Mg (Magnésio), Na (Sódio), P (Fósforo), Zn (Zinco), Fe (Ferro), Al (Alumínio) e Cl (Cloro). O conteúdo do combustível em cinzas afecta tanto o seu manuseio como os custos da sua conversão energética. Quanto maior for, menor a energia disponível (McKendry, 2002a).

Combustíveis com baixo conteúdo em cinzas são mais adequados para utilização termoquímica, isto porque pequenas quantidades de cinzas simplificam a sua remoção, transporte e armazenamento assim como o manuseamento e eliminação. Elevado conteúdo de cinzas no combustível, leva geralmente a maiores emissões de pó e influencia o dimensionamento de permutadores de calor, a sua limpeza e a tecnologia de despoeiramento a aplicar (Vassilev & Vassileva, 2007).

A presença de metais na constituição da biomassa é muito importante, pois podem ou ser libertados pelos gases de saída ou permanecer nas cinzas depois da conversão. Isto implica implementar tratamentos de fim de linha para evitar os impactos no ambiente e saúde. Estas propriedades antecipam um potencial problema de deposição de cinzas a temperaturas de moderadas a altas. (Jenkins et al, 1998).

Uma importante característica dos materiais da biomassa é sua densidade, uma vez que se relaciona directamente com os custos de transporte e armazenamento, dimensionamento do sistema de manuseamento de biomassa e até o seu comportamento no processo de conversão (McKendry, 2002a). Se a biomassa tiver baixa densidade *bulk* os custos de armazenamento, transporte e manuseamento aumentam. A densificação aumenta a densidade acima dos  $600 \text{ kg.m}^{-3}$ , o que é

essencial para a biomassa competir com outras fontes de energia. (Ryu et al, 2005). A densidade de *bulk* refere a massa do material por unidade de volume. Juntos, a densidade de *bulk* e o poder calorífico, determinam a densidade energética, isto é, a energia potencial disponível por unidade de volume de biomassa (Quaak et al, 1999).

### 1.2.3 FORMATOS DE BIOMASSA PARA UTILIZAÇÃO ENERGÉTICA

A biomassa para utilização energética tem a sua origem em materiais muito diversificados: palha, subprodutos de agricultura ou pecuária, resíduos de madeira, rama das árvores, mato, resíduos florestais de limpeza e abate, ou ainda resíduos de bagaço de azeitona, etc. e até lamas secas de tratamento, subprodutos da fileira do papel, ricos em componentes de madeira ou resíduos. Uma característica comum a todos estes tipos de biomassa é a sua baixa densidade. Assim, uma das opções para contornar este problema é a densificação de biomassa.

#### 1.2.3.1 BIOMASSA DENSIFICADA – PELLETS

A biomassa densificada é um processo de concentração volumétrica da energia da biomassa, embora a concentração mássica da energia seja a mesma. Contudo, pode ser necessária energia mecânica para triturar a biomassa e há também consumo de energia para realizar o processo de densificação.

A utilização de *pellets* de biomassa como combustível em métodos termoquímicos é vantajosa pois a elevada densidade e a baixa humidade permitem que tenham um elevado poder calorífico. Podem ser produzidos com recurso a várias fontes de matéria-prima, tais como resíduos de limpeza de matas e de exploração florestal, desperdícios de indústria da madeira e resíduos agrícolas. Desta forma são aproveitados resíduos que normalmente não são utilizados ou devidamente valorizados (Barbosa, 2008).

A utilização de *pellets* de biomassa tem vantagens comparativamente à utilização de outros combustíveis:

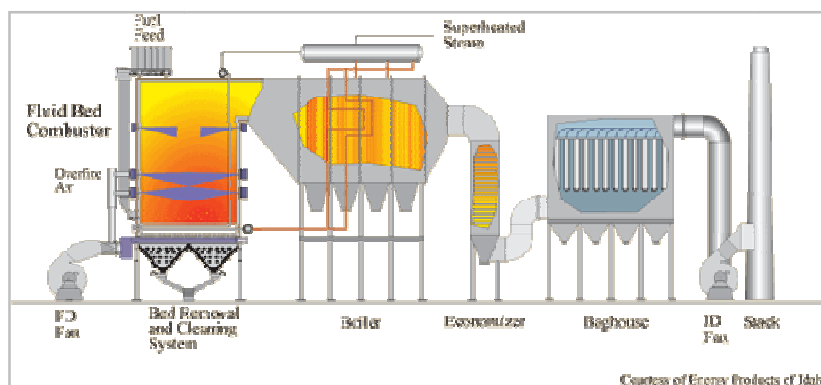
- Os *pellets* de madeira são o combustível sólido mais limpo, uma vez que os avanços tecnológicos no processo de conversão termoquímica permitem ter emissões muito reduzidas de compostos químicos, como óxidos de azoto ( $\text{NO}_x$ ) ou COV's;
- A combustão é mais eficiente e liberta menos fumo que a lenha convencional, devido ao seu baixo teor de humidade;

- O seu tamanho reduzido permite dosar, unidade a unidade, a quantidade que vai ser queimada para produção de energia;
- Uma tonelada de *pellets* de madeira produz sensivelmente a mesma quantidade de energia que uma tonelada e meia de madeira. Assim sendo, os *pellets* de madeira ocupam muito menos espaço de armazenamento e transporte, sendo estes facilitados pelo baixo risco de inflamação;
- Redução da dependência energética em relação aos combustíveis fósseis como o gás e o petróleo, e preços mais atractivos, representam dois aspectos muito importantes devido ao crescente aumento dos preços destes combustíveis e à diminuição das suas reservas;
- A matéria-prima para produção de *pellets* apresenta uma grande disponibilidade e versatilidade. A matéria-prima pode ser proveniente de diversas fontes, pode provir de resíduos florestais, industriais ou agrícolas e plantações dedicadas;
- Redução dos riscos de incêndios florestais pois uma das fontes para a produção de *pellets* são resíduos provenientes da limpeza das florestas (Barbosa, 2008).

Estes aspectos contribuem para a escolha de *pellets* como combustível, para processos termoquímicos.

### 1.3 REACTOR DE LEITO FLUIDIZADO

Os reactores de leito fluidizado têm sido extensamente usados na conversão termoquímica de um combustível. Na **Figura 1-4** pode-se observar um sistema de produção de energia térmica com base na combustão em leito fluidizado. Convém referir que existem múltiplas configurações do que pode ser um sistema deste tipo. O seu design e constituição dependem de vários factores como por exemplo, objectivo do sistema, alimentação, etc.



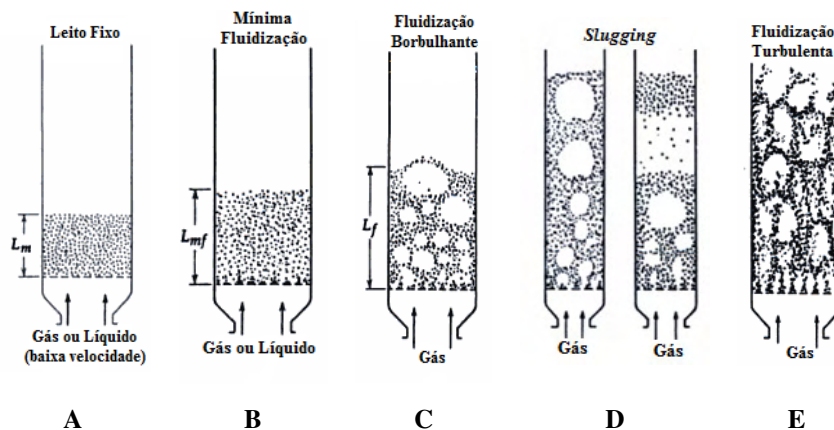
**Figura 1-4: Exemplo de um sistema de leito fluidizado de combustão**  
(<http://www.imperialvalleybiopower.com/>)



O reactor de leito fluidizado é constituído por duas zonas fundamentais: leito e *freeboard*. O leito é a zona onde estão as partículas de enchimento e o *freeboard* é a câmara acima do leito. É introduzido um caudal de gás pelo fundo do reactor, fazendo com que o leito de partículas apresentem um comportamento com semelhanças a um líquido, dizendo que o leito se encontra fluidizado.

### 1.3.1 FENÓMENO DE FLUIDIZAÇÃO

A fluidização é um fenómeno pelo qual partículas sólidas são transformadas num estado fluido através de suspensão num gás ou num líquido (Kunii & Levenspiel, 1991). Na **Figura 1-5** pode observar-se o comportamento de um leito de partículas sob a acção de velocidades de gás crescentes.



**Figura 1-5: Representação dos regimes de fluidização do reactor**  
(Kunii & Levenspiel, 1991)

Para baixas velocidades do ar de fluidização, este percola através do leito sem perturbar as partículas e o leito permanece fixo (A).

Com o aumento da velocidade, o leito expande-se ligeiramente e quando a força ascendente do ar iguala o peso do leito, atinge-se uma situação denominada mínima fluidização (B). Kunii & Levenspiel (1991) apresenta a seguinte correlação para o cálculo da velocidade mínima de fluidização:

$$u_{mf} = \frac{d_{pb}^2 (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{150\mu} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_w^2}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad \text{para } Re_{p,mf} < 20 \quad \text{Eq. 1-1}$$

$$Re_{p,mf} = \frac{d_{pb} \cdot \rho_g \cdot u_{mf}}{\mu} \quad \text{Eq. 1-2}$$

sendo que o número de Reynolds se refere às partículas de leito com diâmetro  $d_{pb}$ , nas condições de mínima fluidização.

Para velocidades superiores, o leito encontra-se fluidizado e o caudal de ar além do de mínima fluidização, escoar-se através do leito sob a forma de bolhas, correspondendo o regime de leito fluidizado borbulhante (C). Neste momento, o leito é constituído por duas fases: fase emulsão e fase bolha.

Para velocidades próximas ou superiores à velocidade terminal das partículas do leito, as partículas são arrastadas para o *freeboard* e para fora do reactor (E), correspondendo ao regime circulante de fluidização. A velocidade terminal de uma partícula é dada pelo equilíbrio entre as forças de gravidade, flutuabilidade e arraste, e pode ser estimada, com base na mecânica de fluidos, pelas equações seguintes (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$u_t = \sqrt{\frac{4 \cdot d_{pb}(\rho_s - \rho_g) \cdot g}{3 \cdot \rho_g \cdot C_D}} \quad \text{Eq. 1-3}$$

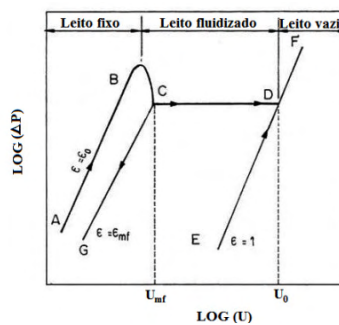
$$C_D = \frac{24}{Re_p} \left[ 1 + (8.1716e^{-4.0655\phi_w}) Re_p^{0.0964+0.5565\phi_w} \right] + \frac{73.69e^{-5.0748\phi_w}}{Re_p + 5.378e^{6.2122\phi_w}} \quad \text{Eq. 1-4}$$

$$Re_p = \frac{d_{pb} \cdot \rho_g \cdot u_t}{\mu} \quad \text{Eq. 1-5}$$

As partículas arrastadas são separadas dos gases de combustão num ciclone e recirculadas para o leito.

Quando as bolhas crescem para um tamanho que ocupa toda a área de secção do reactor (D), o leito é dito estar em *slugging*. Este fenómeno ocorre em reactores pequenos, com profundidade suficiente e com uma velocidade elevada de gás. A mistura das partículas no reactor é muito diferente caso o reactor esteja a operar em condições *slugging* do que em LF borbulhante a operar normalmente, tendo a vantagem do comportamento da bolha ser estável e regular. A fraca mistura e a transferência de calor que ocorre quando o gás tem pouca velocidade pode assim ser ultrapassada (Howard, 1989).

Fundamentalmente, as diferenças entre os vários tipos de operação relacionam-se com a velocidade do gás e a concentração de partículas nas diferentes regiões do sistema (Tarelho, 2001). A **Figura 1-6** mostra qual a perda de carga no leito em função da velocidade de fluidização do reactor.



**Figura 1-6: Comportamento do leito em função da variação de velocidade do gás**  
(Gupta & Sathiyamoorthy, 1999)

Num leito fixo a perda de carga está relacionada com a velocidade do gás através dos interstícios das partículas, do diâmetro das partículas, da fracção de vazios, etc.

Num processo de crescimento da velocidade do gás, enquanto o leito se mantiver fixo, a fracção de vazios é relativamente baixa, o que provoca uma queda de pressão elevada, devido à passagem do gás pelos interstícios das partículas, como mostra a linha A-B. No ponto B, a transição entre leito fixo e leito fluidizado começa até ao ponto C. A queda de pressão no leito após o ponto C mantém-se inalterada, num caso ideal, mesmo com o aumento da velocidade superficial do gás. A queda de pressão após o ponto D, que corresponde à velocidade terminal da partícula para um leito de partículas relativamente uniforme, deixa de ser constante e aumenta de forma similar a um escoamento em coluna vazia. Isto acontece pois as partículas são arrastadas para fora do leito ou para fora do reactor quando a velocidade superficial do gás é superior à velocidade terminal das partículas. A linha EDF corresponde à queda de pressão numa coluna vazia. A linha DCG, indica que a queda de pressão obtida da passagem de leito fluidizado para leito fixo é menor que a que se obtém se se aumentar o caudal de gás. O ponto C na linha GCD é um ponto de transição entre o leito fixo e fluidizado, e a velocidade correspondente é a velocidade mínima de fluidização (Gupta & Sathiyamoorthy, 1999).

### 1.3.2 OPERAÇÃO DE LEITOS FLUIDIZADOS

A entrada em funcionamento do leito fluidizado dá-se segundo várias etapas. Antes de se iniciar a operação propriamente dita, o leito é pré-aquecido, através do uso de combustível auxiliar (propano ou gás natural) até atingir temperaturas de 400-500 °C, dependendo das propriedades do combustível que se vai utilizar. A partir de uma temperatura é admitido o combustível sólido que sofrendo combustão, já permite atingir a temperatura de operação normal. As partículas de combustível introduzidas no leito aquecem, perdem a humidade, desvolatilizam, entram em ignição e são oxidadas, restando, por último, as cinzas. Uma parte das partículas de combustível, cinzas e do adsorvente caso exista, são arrastadas para fora do leito e projectadas para o *freeboard*. Esta zona surge como um espaço adicional onde prossegue a combustão do combustível e destruição de alguns poluentes formados no leito. Das partículas arrastadas para o *freeboard*, as maiores acabam por retornar ao leito, enquanto que as mais pequenas são elutriadas e têm que ser retidas num ciclone. O combustível que não é completamente oxidado assim como as partículas de adsorvente que não reagiram na totalidade, poderão ser recirculados para o leito, e as cinzas volantes serão removidas num sistema de tratamento de efluentes no fim da linha (Tarelho, 2001).

A operação dos leitos fluidizados circulantes é semelhante à dos borbulhantes diferindo no facto de que, no primeiro caso, as partículas de combustível e adsorvente utilizadas são de menores dimensões e a velocidade do gás de fluidização é superior. Nos leitos circulantes as partículas preenchem a totalidade da câmara de combustão apesar da grande parte da massa de partículas se encontrar na parte inferior do reactor. Uma grande porção de sólidos é arrastada para fora do reactor, separada num ciclone e recirculada para a câmara de combustão fazendo com que a combustão ocorra não só no reactor mas também no ciclone (Tarelho, 2001).

### 1.3.3 PARTÍCULAS DE ENCHIMENTO

A caracterização das partículas de enchimento num LF é relevante pois tem uma influência significativa no comportamento hidrodinâmico do reactor.

As propriedades das partículas que importa considerar incluem o diâmetro, a forma, a esfericidade e propriedades químicas, no caso de adsorventes ou catalisadores.

O diâmetro em particular refere-se, de facto, a um diâmetro médio representativo de uma distribuição granulométrica de tamanhos.

A esfericidade é definida como:

$$\phi = \frac{\text{área superficial de uma esfera com igual volume da partícula}}{\text{área superficial da partícula}} \quad \text{Eq. 1-6}$$

A medição da área de superfície de uma partícula é um processo complexo que geralmente ocorre fora do laboratório, tendo que se recorrer, geralmente, a valores tabelados. A **Tabela 1-1** mostra alguns valores típicos para a esfericidade de algumas partículas.

**Tabela 1-1: Valores típicos de esfericidade para alguns tipos de partículas**  
(Howard, 1989; Kunii & Levenspiel, 1991)

| Tipo de partícula   | $\Phi$ [-]  |
|---------------------|-------------|
| Alumina             | 0.30 – 0.80 |
| Areia (afiada)      | 0.65        |
| Areia (arredondada) | 0.92 – 0.98 |
| Calcário            | 0.5 – 0.90  |
| Carvão (triturado)  | 0.80 – 0.90 |
| Carvão betuminoso   | 0.63        |
| Catalisadores       | 0.40 – 0.90 |
| Vidro esmagado      | 0.65        |

A distribuição granulométrica das partículas presentes no reactor é importante pois se esta for elevada, as partículas mais finas podem se posicionar nos espaços entre as partículas maiores,

provocando uma diminuição na fracção de vazios no leito, sendo que, no entanto, estas partículas finas correm sempre o risco de serem arrastadas pelo escoamento gasoso. Assim, é conveniente assegurar uma gama de tamanhos de partículas o mais restringida possível. A fracção de vazios de um leito de partículas é a fracção de volume de leito que é ocupado pelo espaço entre as partículas e é influenciada por vários factores, entre eles a maneira como estão ordenadas no leito, a gama de tamanhos das partículas, o tamanho do leito, etc. A fracção de vazios pode ser aproximada pela geometria da partícula mas, na realidade, não é um método fidedigno, sendo preferível optar por determinar a fracção de vazios experimentalmente, comparando a densidade de *bulk* do leito de partículas com a densidade do sólido que constitui a partícula (Howard, 1989).

Geldart (1993) categoriza as partículas que podem ser usadas como enchimento, em 4 grupos: A, B, C e D. Cada um destes grupos influencia de modo diferente a fluidização do reactor, estando esta relacionada com o diâmetro da partícula e a sua densidade. O grupo C corresponde às partículas muito finas, tipicamente com diâmetro inferior a 30  $\mu\text{m}$ , em que existem grandes forças de coesão tornando difícil a fluidização. O grupo A corresponde ainda a partículas finas para as quais as forças de atrito do fluido são suficientes para destruir os agregados que se formam como com partículas do tipo C, sendo que, no entanto expandem consideravelmente, mesmo antes da formação de bolhas no leito (Basu, 2006). O grupo D corresponde a partículas pesadas ou de grandes dimensões e requerem velocidades mais elevadas para fluidizar. O grupo B corresponde a partículas, tipificadas pela areia de tamanho entre 40 e 500  $\mu\text{m}$  e densidade entre 1.4 e 4  $\text{g.cm}^{-3}$  (Kunii & Levenspiel, 1991). Com este tipo de partículas, consegue-se obter uma boa fluidização e as bolhas aparecem logo que é ultrapassada a velocidade de mínima de fluidização.

No leito também podem estar presentes partículas de compostos adsorventes. Estas partículas têm como função remover certos poluentes que são produzidos pelo processo, como por exemplo, óxidos de azoto e de enxofre e alcatrões, através da ocorrência de reacções químicas. As partículas de adsorvente mais usuais são calcário e dolomite. Estes tipos de partículas são referidos novamente na **Sub-secção 6.5.2**, devido à sua capacidade de converter os alcatrões que se formam no processo em gases úteis.

Nos sistemas de combustão e gasificação ocorre ainda a acumulação de cinzas e em alguns sistemas (combustão de biomassa) alguns dos inorgânicos são depositados sobre a superfície das partículas de enchimento, que atendendo ao estado térmico ocasionam forças de adesão adicionais nas partículas do leito podendo ocorrer a aglomeração de partículas (*slagging*) ou a fusão nas paredes do reactor (*fouling*) provocando a respectiva desfluidização (Khan et al, 2006).

#### *1.3.4 EFEITO DA PRESSÃO E TEMPERATURA NO COMPORTAMENTO DO REACTOR*

A pressão e a temperatura são variáveis que não só afectam cinética das reacções químicas mas também a hidrodinâmica do reactor de LF.

É referido, por vários estudos que, com o aumento da pressão no reactor, consegue-se uma fluidização mais regular, bolhas mais planas, aumento da frequência média das bolhas, velocidade média de subida da bolha e fracção volumétrica da bolha diminuindo, contudo, a estabilidade da bolha e o seu tamanho máximo (Rong & Horio, 2001; Cao et al, 2008). Alguns autores também verificaram que, com o aumento da pressão, ocorre uma diminuição na segregação das partículas e a porosidade do leito aumenta, uma vez que a quantidade de ar, para manter a mesma velocidade superficial do gás, aumenta cada vez mais, assim como a quantidade de gás pelo leito, fazendo com que a sua porosidade também aumente (Kunii & Levenspiel, 1991; Cao et al, 2008; Li & Kuipers, 2002). Em relação à transferência de calor, Basu & Cheng (1996), verificaram que a transferência convectiva de calor entre a parede e o leito aumenta, o que pode ser explicado pelo efeito da pressão na densidade do gás e na condutividade térmica da massa de partículas. O efeito da pressão é mais significativo em leitos de partículas mais finas (grupo A) do que partículas maiores (grupos B e D). Para partículas do grupo B a influência é mais complexa, o tamanho da bolha aumenta inicialmente com o aumento da pressão, mas a partir de 16 bar diminui. A pressões elevadas aumenta a quantidade de gás que entra no leito aumentando também a adsorção do gás na superfície da partícula, o que permite a estabilidade do leito. Há duas teorias que permitem explicar a influência da pressão na estabilidade da bolha: Harrison et al (1961, 1963, 1975) e Grace & Clift (1972, 1974, 1992), cuja descrição mais pormenorizada pode ser encontrada em Matos (1995).

Quanto à temperatura, Kunii & Levenspiel (1991) refere que a porosidade do leito aumenta com a temperatura para partículas finas mas parece não afectar no caso das partículas mais grosseiras. Yates (1996) refere que com o aumento da temperatura, a frequência das bolhas aumenta e a fluidização do leito é melhorada. Um problema também frequentemente relatado é o facto de elevadas temperaturas provocarem a sinterização e aglomeração das partículas do leito, levando à sua desfluidização (Kunii & Levenspiel, 1991).

### **1.4 PROCESSOS TERMOQUÍMICOS**

Existem três métodos termoquímicos principais: pirólise, combustão e gasificação. Referem-se a processos de elevada temperatura que decompõem um determinado combustível sólido ou líquido, em substâncias mais simples em estado gasoso. Quando o processo é conduzido na presença de

oxigénio suficiente denomina-se combustão e dá origem a gases simples (principalmente  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ ) e a cinzas, libertando calor. Na ausência de oxigénio ou na presença de quantidades limitadas, dá origem a gases simples, hidrocarbonetos leves e pesados, álcoois e ácidos carboxílicos, e um resíduo carbonáceo; este processo é endotérmico pelo que necessita de energia, normalmente fornecida pela combustão parcial dos resíduos; estas reacções ocorrem no âmbito de um grupo de processos denominados de pirólise, gasificação e liquefacção. Para aplicação à biomassa, estes processos podem ser considerados individualmente e, dependendo das condições operatórias consideradas, produzir produtos específicos. No entanto, no processo de gasificação, a pirólise e a combustão ocorrem, sendo neste caso, considerados como fases da gasificação e não como processos separados.

## **1.5 FASES DA GASIFICAÇÃO**

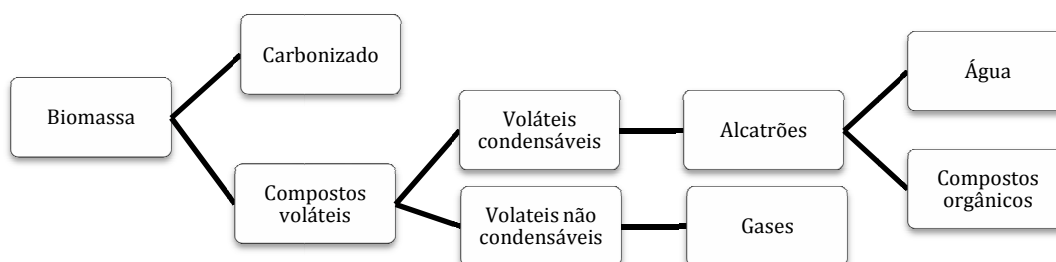
### *1.5.1 AQUECIMENTO E SECAGEM*

A primeira fase em todos os processos termoquímicos é o aquecimento da partícula de combustível. Esta fase ocorre até a biomassa atingir uma temperatura próxima da temperatura do sistema. A taxa de aquecimento pode variar entre  $100^\circ\text{C/s}$  a mais de  $1000^\circ\text{C/s}$  em leito fluidizado, dependendo de vários factores, entre eles o tamanho da partícula de combustível, tipo de alimentação e regime de fluidização. Durante os estágios iniciais do aquecimento, em que se verificam temperaturas baixas, a água fisicamente adsorvida na superfície externa e contida nos poros da partícula vai evaporando. Uma vez que a vaporização consome energia, o que sucede é que a presença de água (humidade) no combustível contribui para a diminuição da velocidade de aquecimento. É por este motivo que o teor de humidade no combustível tem uma grande importância e daí, a necessidade de em algumas circunstâncias, ser necessário efectuar a secagem da biomassa antes da sua utilização (Basu, 2006).

### *1.5.2 PIRÓLISE DA BIOMASSA*

A pirólise é a fase de degradação que ocorre na ausência de oxigénio. É sempre um dos primeiros passos nos processos de termoquímicos, onde é seguido por total ou parcial oxidação dos produtos primários (Bridgwater, 2003).

A **Figura 1-7** apresenta os produtos resultantes da fase da pirólise.



**Figura 1-7: Produtos resultantes da pirólise da biomassa**

(adaptação de Papadikis et al., 2009; Di Blasi, 2000)

Goldstein (1981) e Chum (1991) descrevem a pirólise de biomassa do seguinte modo. Inicialmente, a superfície da partícula de biomassa começa a desidratar, e vapor de água, dióxido de carbono, ácido fórmico e ácido acético são libertados. A libertação dos voláteis é resultado de uma série de reacções químicas complexas devido a decomposição térmica e *cracking* da matéria orgânica e separação de diferentes componentes em gases individuais (Ogada & Werther, 1995). Esta fase é influenciada pelo aumento da taxa de transferência de calor no interior da partícula de combustível, diminuindo o tempo de conversão e afectando a quantidade total de voláteis libertados e a velocidade de escoamento (Di Blasi, 1997).

Em seguida ocorrem as reacções exotérmicas. Os gases combustíveis começam a libertar-se, forma-se o carbonizado e os produtos primários reagem uns com os outros antes que deixem a zona de reacção. Se o calor não for dissipado a temperatura sobe rapidamente. Considera-se que a pirólise está completa a temperaturas até 875 K.

As condições operatórias do processo são as que mais influenciam a taxa de pirólise. Temperatura, pressão e taxa de aquecimento são parâmetros operacionais fundamentais. No entanto, a composição de biomassa também é um factor muito importante (composição química, teor em cinza, tamanho e forma da partícula, densidade, teor em humidade, teor em voláteis, etc.) (Di Blasi, 2008), como foi visto na **Secção 1.2**. O controlo das variáveis operatórias permite gerar maiores quantidades de um certo produto em detrimento dos outros dois.

Como foi referido anteriormente, a fase da pirólise gera três tipos de produtos: carbonizado (sólido), alcatrões (líquido) e gases voláteis. O carbonizado é a matriz sólida de combustível depois de perder a fracção de voláteis e é este produto que irá ser oxidado nas fases seguintes.



A fracção líquida dos produtos da pirólise é uma mistura muito complexa de compostos orgânicos com alguma quantidade de água, de cor castanho-escuro, aspecto viscoso e de cheiro desagradável. É obtida após arrefecimento e condensação de alguns voláteis e é constituída por duas fases: uma fase aquosa contendo compostos orgânicos de baixo peso molecular e uma fase não aquosa contendo compostos de elevado peso molecular, a maioria aromáticos, conhecidos como alcatrões. Durante as fases seguintes, estas substâncias podem ser decompostas em hidrocarbonetos mais simples, pela simples acção da temperatura, que é mais elevada, ou por algum tipo de catalisador presente. Os alcatrões são compostos que, devido às suas características, podem causar problemas sérios aos sistemas de despoeiramento gasoso e por isso este assunto é abordado na **Sub-secção 6.5.2**.

A fracção gasosa não condensável é constituída maioritariamente por dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ), azoto ( $\text{N}_2$ ) e pequenas quantidades de hidrogénio ( $\text{H}_2$ ) e hidrocarbonetos leves (Di Blasi, 2008). Embora possam ocorrer variações na composição e quantidade de gás, motivadas pelas diferentes condições de operação do reator e tamanho das partículas (Dufour et al, 2009), é comprovado que quanto mais elevada for a temperatura, maior vai ser a conversão para a fracção gasosa (Di Blasi, 2009). Franco et al (2003) comparou os gases obtidos por pirólise e gasificação com vapor de três resíduos de biomassa e concluiu que, para o pinheiro, por exemplo, a distribuição da composição gasosa era a seguinte:

**Tabela 1-2: Comparação entre a composição dos gases obtidos por pirólise e gasificação de biomassa de pinheiro**  
(Franco et al, 2003)

| [ml <sub>N</sub> /g] | Pirólise | Gasificação    |                |
|----------------------|----------|----------------|----------------|
|                      |          | $W_{VG} = 0.6$ | $W_{VG} = 0.8$ |
| $\text{H}_2$         | 115      | 367            | 320            |
| $\text{CO}$          | 283      | 430            | 412            |
| $\text{CO}_2$        | 66       | 140            | 150            |
| $\text{CH}_4$        | 95       | 128            | 134            |

Como esperado, a gasificação produz maior volume de gás e com maior fracção de compostos com poder calorífico. A degradação que irá ocorrer nas fases seguintes será sobre os produtos produzidos durante a pirólise, sendo que esta fase influencia de maneira determinante as fases da combustão e gasificação que se seguem.

### 1.5.3 OXIDAÇÃO DA BIOMASSA: COMBUSTÃO E GASIFICAÇÃO

A pirólise é um processo que decorre naturalmente independente apenas sob o efeito da temperatura. Já o destino final, quer dos compostos voláteis libertados quer do resíduo carbonáceo que permanece, depende da presença de eventuais agentes gasosos.

A diferença entre combustão e gasificação reside no facto de, na combustão, ser fornecido ao sistema, quantidade de agente oxidante em excesso, e a gasificação ocorrer em condições sub-estequiométricas. Esta situação irá provocar desigualdades na composição dos produtos formados.

Tratando-se de oxigénio ( $O_2$ ) há lugar à combustão de voláteis em fase gasosa e à gasificação do sólido para formar  $CO_2$ ; na ausência de oxigénio suficiente há lugar à formação de CO (reacção exotérmica); na presença de vapor de água há lugar à formação de  $H_2$ , CO e  $CH_4$  (reacções endotérmicas).

Se o objectivo for o aproveitamento directo da energia armazenada no combustível para produção de calor, é necessário assegurar o controlo de apenas algumas variáveis tais como temperatura, tempo de residência, turbulência e excesso de oxidante, condições para que ocorra a oxidação completa. Por outro lado, se o objectivo for a gasificação para produção de um gás com propriedades combustíveis, esta já exige um controlo mais apertado das condições operatórias para que seja libertada a energia térmica necessária à manutenção do processo endotérmico de gasificação.

No processo termoquímico, o curso da reacção é determinado essencialmente por três variáveis fundamentais: temperatura, tempo de residência e turbulência. A temperatura afecta a cinética das reacções químicas, o tempo de residência influencia o grau de conversão do combustível em produtos e a turbulência assegura uma mistura efectiva do combustível com o agente oxidante, uma boa distribuição da temperatura e dos radicais que são produzidos necessários ao bom andamento da reacção.

No entanto, neste processo, a combustão é tratada como um caso particular da gasificação. A combustão do carbonizado é uma das etapas mais importantes no processo de gasificação, e, caso seja feita de forma directa, fornece grande parte da energia necessária para as reacções endotérmicas do processo de gasificação (Basu, 2006).

#### 1.5.4 GASIFICAÇÃO

Gasificação é um processo termoquímico que converte um combustível sólido ou líquido num combustível gasoso, rico em  $H_2$ , CO e outros hidrocarbonetos, com ou sem influência de um agente de gasificação (Basu, 2006). É uma tecnologia relativamente antiga, sendo aplicada essencialmente ao carvão. O sucesso da gasificação do carvão ocorre em circunstâncias geopolíticas específicas, não conseguindo concorrer economicamente com o petróleo ou o gás natural. Mais recentemente, a gasificação com vapor passou a ser uma área com interesse crescente devido ao gás que produz, que é rico em  $H_2$  e que pode ser usado em células de combustível, uma nova tecnologia do futuro que pode produzir energia de uma forma mais limpa (Franco et al, 2003).

Em geral, a gasificação envolve a reacção entre o carbono com ar atmosférico, vapor, dióxido de carbono ou uma mistura destes gases, a temperaturas elevadas, para produzir um produto gasoso que pode ser usado para gerar energia eléctrica ou calor ou mesmo como matéria-prima para síntese de químicos, combustíveis líquidos ou outros combustíveis gasosos como o hidrogénio (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

Ao contrário dos processos de combustão, que utilizam excesso de agente oxidante, o processo de gasificação opera em condições sub-estequiométricas, com o fornecimento de agente oxidante devidamente controlado, de maneira a que o calor e o gás de gasificação sejam produzidos à medida que o combustível sólido é convertido. Alguns processos de gasificação usam aquecimento indirecto, utilizando vapor como agente de gasificação, evitando a combustão do material da alimentação dentro de reator de gasificação e a diluição do gás com o  $N_2$  proveniente do ar atmosférico ou  $CO_2$  produzido pela combustão (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

O combustível gasoso obtido no processo de gasificação apresenta diversas vantagens, relativamente à utilização de combustíveis sólidos, nomeadamente: torna a combustão mais limpa e mais eficiente necessitando de menores excessos de ar e libertando menores teores de poluentes gasosos; sendo um gás, o seu manuseamento é facilitado; a sua queima gera menor deposição de resíduos nas superfícies de permuta de calor; os gases podem ser utilizados em motores de combustão interna ou turbinas de gás e podem ser aplicados em ciclos combinados para produção de energia eléctrica ou em pilhas de combustível (André, 2007).

## 1.5.4.1 REACÇÕES DE GASIFICAÇÃO

O processo de reacção dos produtos de pirólise com o agente de gasificação é composto por várias reacções, algumas bastante complexas, a maioria endotérmicas, que são apresentadas na **Tabela 1-3**.

**Tabela 1-3: Estequiometria e entalpias das reacções do processo de gasificação**  
(Smoot & Smith, 1985; Probstein & Hicks, 1982)

|   | Eq.         |            | Reacções químicas  | $\Delta h_{298\text{ K}}^0$<br>[kJ.mol <sup>-1</sup> ] |
|---|-------------|------------|--|--|
| <b>Oxidação</b>                           | <b>1-7</b>  |            | $\text{C(s)} + \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}_2$  | -392,5   |
|   | <b>1-8</b>  |            | $\text{C(s)} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}$   | -110,5   |
| <b>Boudouard</b>                          | <b>1-9</b>  |            | $\text{C(s)} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO}$  | 172,0  |
| <b>Water-gas</b>                          | <b>1-10</b> | Primária   | $\text{C(s)} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2$   | 131,4  |
|   | <b>1-11</b> | Secundária | $\text{C(s)} + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 2\text{H}_2$   | 90,4   |
| <b>Metanação</b>                          | <b>1-12</b> |            | $\text{C(s)} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_4$   | -74,6  |
| <b>Water-gas shift</b>                    | <b>1-13</b> |            | $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$   | -41,0  |
| <b>“Reforming”<br/>com vapor</b>          | <b>1-14</b> |            | $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3\text{H}_2$  | 205,9  |
|   | <b>1-15</b> |            | $\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$   | 164,7  |
|   | <b>1-16</b> |            | $\text{C}_n\text{H}_m + n\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons n\text{CO} + \left(n + \frac{m}{2}\right)\text{H}_2$  | 210,1  |
|   | <b>1-17</b> |            | $\text{C}_n\text{H}_m + \left(\frac{n}{2}\right)\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \left(\frac{n}{2}\right)\text{CO} + (m - n)\text{H}_2 + \left(\frac{n}{2}\right)\text{CH}_4$                 | 4,2  |
| <b>“Reforming”<br/>com CO<sub>2</sub></b> | <b>1-18</b> |            | $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO} + 2\text{H}_2$  | 247,0  |
|   | <b>1-19</b> |            | $\text{C}_n\text{H}_m + n\text{CO}_2 \rightleftharpoons 2n\text{CO} + \left(\frac{m}{2}\right)\text{H}_2$  | 292,4  |
|   | <b>1-20</b> |            | $\text{C}_n\text{H}_m + \left(\frac{n}{4}\right)\text{CO}_2 \rightleftharpoons \left(\frac{n}{2}\right)\text{CO} + \left(m - \frac{3n}{2}\right)\text{H}_2 + \left(\frac{3n}{4}\right)\text{CH}_4$ | 45,3   |
| <b>“Cracking”</b>                         | <b>1-21</b> |            | $\text{C}_{n+p}\text{H}_{m+q} + (+x\text{H}_2) \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{m+x} + \text{C}_p\text{H}_{q+x}$  | ...  |

As reacções de combustão entre o carbono e o oxigénio, (**Eq. 1-7**) e (**Eq. 1-8**), são exotérmicas e quando ocorrem em extensão adequada, fornecem energia necessária para os passos seguintes ou na forma de calor útil. Os produtos formados são o monóxido e dióxido de carbono, em diferentes proporções, em função da temperatura atingida e RE. Para gamas de RE superiores a 1 produz-se essencialmente produtos de oxidação completa, ou seja, dióxido de carbono e água. Em gamas mais baixas de RE, habitualmente usadas em gasificação, produzem-se fracções mais elevadas de inqueimados, tais como CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> e carbonizado, dependendo ainda da temperatura, do

combustível considerado e do tipo e rácio de agente de gasificação utilizado. O carbono sólido pode ainda reagir com o dióxido de carbono, segundo a reacção de *Boudouard*, (Eq. 1-9), produzindo CO. Esta reacção é endotérmica, ocorre essencialmente a temperaturas superiores a 1000 K e é inibida pela presença de CO. As reacções *water-gas* (Eq. 1-10 e Eq. 1-11) ocorrem entre o carbono e o vapor de água, são endotérmicas e favorecidas por elevadas temperaturas e pressão reduzida. A reacção de metanação ocorre entre o carbono e o hidrogénio, (Eq. 1-12). Esta reacção é muito lenta excepto a pressão mais elevada. Com o aumento da temperatura pode ocorrer um deslocamento do equilíbrio em fase gasosa entre o CO, vapor de água, hidrogénio e CO<sub>2</sub>, segundo a denominada reacção *water-gas shift*, (Eq. 1-13). Embora o seu efeito energético não seja muito importante provoca uma alteração na composição da mistura gasosa obtida, especialmente sentida na razão CO/H<sub>2</sub>. Em fase gasosa podem ainda ocorrer diversas reacções de “*reforming*” entre hidrocarbonetos e vapor de água ou CO<sub>2</sub>, formando CO, H<sub>2</sub> ou metano ((Eq. 1-14) a (Eq. 1-20)). Estas reacções são reacções endotérmicas que normalmente são consideradas para explicar a evolução das misturas gasosas a temperaturas mais elevadas. Também se designa como “*reforming*” com hidrogénio à reacção inversa da (Eq. 1-14) que ocorre entre o CO e hidrogénio, produzindo-se metano e vapor de água. Embora aumente o poder calorífico do gás, normalmente é pouco extensa excepto a pressão mais elevada ou na presença de catalisadores adequados. Há ainda que considerar as reacções de “*cracking*”, (Eq. 1-21), em que, por acção da temperatura, ocorre a quebra de ligações químicas em moléculas pesadas de hidrocarbonetos com a formação de radicais como espécies intermediárias e podem ainda envolver o consumo de hidrogénio, necessário para estabilizar as moléculas de hidrocarbonetos leves. (André, 2007)

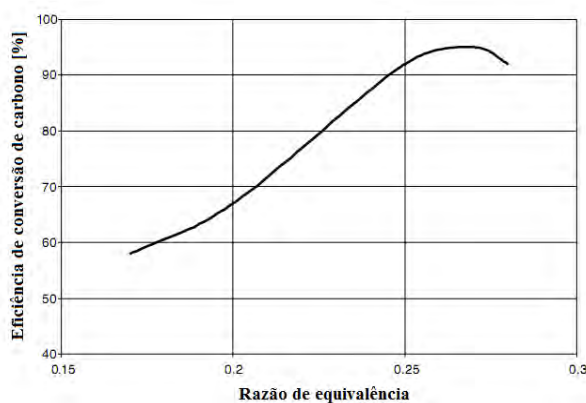
#### 1.5.4.2 AGENTE DE GASIFICAÇÃO

O tipo de agente de gasificação é um factor determinante para a composição do gás produzido e também para o balanço energético do processo. Geralmente, são utilizados três tipos de agente de gasificação – ar atmosférico, oxigénio puro ou vapor de água – sendo possível também realizar o processo com misturas entre si. Obviamente, a escolha do tipo e rácio de agente de gasificação depende do objectivo que se pretende para o processo ou até mesmo da disponibilidade energética externa que é possível fornecer. A gasificação com ar atmosférico ou oxigénio puro é chamada de gasificação directa. Ao mesmo tempo que produz um gás combustível, a oxidação parcial do combustível de entrada com o ar ou oxigénio, irá fornecer alguma energia necessária à ocorrência das reacções endotérmicas. Claro está que a gasificação com ar atmosférico é mais económica do que a gasificação com O<sub>2</sub>, sendo que o primeiro é um recurso que está disponível livremente. O gás produzido neste caso é um gás com baixo poder calorífico. Já a gasificação com vapor, chamada gasificação indirecta, produz um gás cuja composição é bastante melhorada, chegando-se a

produzir um gás de médio poder calorífico. A gasificação com vapor tem outras vantagens pois reduz o efeito diluidor do  $N_2$  proveniente do ar e elimina a necessidade de um agente de gasificação mais caro como no caso do oxigénio puro. Contudo, torna-se num processo altamente endotérmico, pois não é realizada oxidação parcial do combustível no reator o que poderia fornecer alguma energia ao processo (Franco et al, 2003).

#### 1.5.4.1 RAZÃO DE EQUIVALÊNCIA

Num combustor, a quantidade de ar a fornecer é determinada pela estequiometria, que depende da composição do combustível, e dos requisitos de excesso de ar. Num gasificador, o agente de gasificação fornecido é apenas uma parte da quantidade estequiométrica. A qualidade do gás obtido de um gasificador depende fortemente da RE, devendo ser significativamente menor que 1.0 para assegurar que não ocorre combustão completa. A **Figura 1-8** mostra a influência da RE na conversão do carbono presente no combustível sólido.



**Figura 1-8: Influência da RE na conversão do carbono, num LF em regime circulante, na gasificação de biomassa**  
(Basu, 2006)

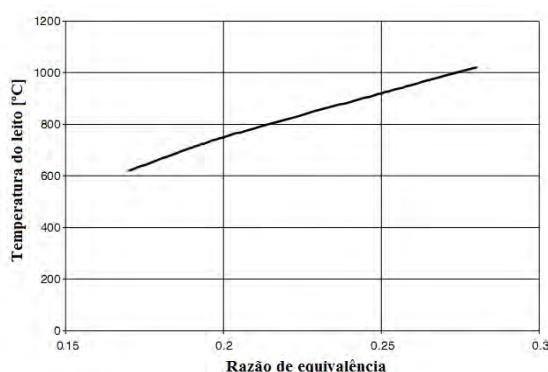
Um valor de RE muito baixo ( $<0.2$ ) resulta em muitos problemas, incluindo conversão incompleta do carbonizado, formação de alcatrões e produto gasoso com baixo poder calorífico. Por outro lado, RE muito elevada ( $>0.4$ ) resulta na formação excessiva de gases de combustão ( $CO_2$  e  $H_2O$ ) em detrimento de gases que se pretendem ( $H_2$  e  $CO$ ) (Narváez e tal, 1996). Isto causa uma diminuição do PCI do produto gasoso. Em instalações de gasificação, RE é mantida entre 0.2 e 0.3 (Basu, 2006).

#### 1.5.4.2 RÁCIO H/C

O rácio H/C representa o número de moles de H por cada mole de C alimentados ao reator. Tem em consideração a biomassa, incluindo a humidade e o agente de gasificação utilizado. Assim, o rácio H/C funciona como um índice de água alimentada ao gasificador. Um rácio elevado pode ser obtido com biomassa com elevado conteúdo em humidade, mas esta situação afecta marcadamente o balanço energético e a composição do gás. No entanto alguma água na alimentação parece melhorar o PC do gás devido ao seu efeito nas reacções de “*reforming*” com vapor dos alcatrões, gasificação do carbonizado e nas reacções *water-gas* e *water-gas shift* (Narváez et al, 1996).

#### 1.5.4.3 TEMPERATURA

A temperatura do leito afecta todas as reacções químicas envolvidas na gasificação. Irá depender do tipo de alimentação (humidade, PC, conteúdo em cinzas, ...), RE, agente de gasificação, perdas de energia no reator, aquecimento externo, etc. (Naváez et al, 1996). Na **Figura 1-9** pode-se verificar a influência da RE na temperatura do leito.

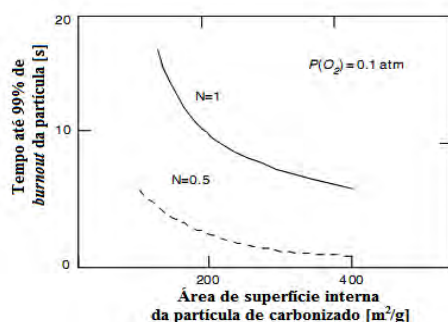


**Figura 1-9: Influência da RE na temperatura do leito num LF em regime circulante na gasificação de biomassa**  
(Basu, 2006)

Como se pode verificar, quanto maior for a RE, maior será a temperatura do leito, uma vez que irá haver uma maior conversão do carbonizado a gases de combustão completa, fazendo com que a temperatura aumente. Assim, o controlo da temperatura num gasificador é essencial para evitar a formação de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  e assim conseguir um gás rico em compostos com propriedades combustíveis.

#### 1.5.4.4 TEMPO DE RESIDÊNCIA

Para combustão completa, o tempo de residência da partícula dentro do reactor deve ser superior ao tempo de *burnout* da partícula, ou seja, o tempo que a partícula carbonácea sólida demora a ser completamente convertida a gás, fundamentalmente composto por  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ . Este tempo depende da taxa de oxidação da partícula e de outros factores tais como temperatura de combustão, tamanho da partícula ou reactividade do combustível. A **Figura 1-10** mostra o tempo estimado de *burnout* de partículas de carbonizado, em função da sua área de superfície interna, considerando duas ordens diferentes de reacção.



**Figura 1-10: Tempo de *burnout* estimado para partículas de carbonizado**  
(Basu, 2006)

Pode-se observar que partículas de carbonizado menos porosas, ou seja, com menor área de superfície interna, demoram mais tempo a serem completamente convertidas. Já na gasificação, o objectivo será converter totalmente a partícula sólida a gás, sem no entanto, deixar que se formem gases de combustão completa, caso esteja na presença de agentes oxidantes. Daí se vê também a grande importância que o controlo da quantidade de agente oxidante tem no processo de gasificação. Para o caso de se querer remover contaminantes, como por exemplo, compostos de enxofre ou alcatrões, há que ter em conta que estas operações requerem um tempo de residência do gás um pouco superior.

#### 1.5.4.5 COMPOSIÇÃO DO GÁS PRODUZIDO

São vários os factores que influenciam a composição do gás produzido, nomeadamente: o tipo e quantidade de agente de gasificação, a temperatura e pressão de operação, composição e características da alimentação, taxa de aquecimento do reactor, tempo de residência, sistema de limpeza do gás, mecanismos de transferência de calor, presença de catalisadores, etc. (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

A composição química do gás produzido no processo de gasificação não é algo que seja fácil de prever, uma vez que envolve uma extensa série de reacções químicas que variam fortemente com



as condições operatórias do processo. De forma a se obter estimativas desta composição, pode-se recorrer a modelos de equilíbrio ou à observação de valores obtidos experimentalmente, tendo em conta a composição elementar da alimentação e as condições de temperatura e pressão (Matos, 2007).

A **Tabela 1-4** seguinte resume em que consiste os diferentes modelos para determinação da composição do gás produzido.

**Tabela 1-4: Modelos para estimar a composição do gás produzido no processo de gasificação**  
(Tarelho, 2008)

---

Modelos de equilíbrio químico

A consideração de condições de equilíbrio químico para os componentes do gás produzido, às respectivas condições de temperatura e pressão da instalação, muitas vezes pode fornecer uma estimativa razoável para uma primeira análise.

Pode ser estimada usando:

- Modelo de equilíbrio baseado em constantes de equilíbrio

Este tipo de abordagem implica definir um conjunto de reacções químicas apropriadas a utilizar nos cálculos. É necessário conhecer as constantes de equilíbrio das reacções seleccionadas e a sua dependência da temperatura e pressão. Como inconvenientes deste tipo de modelos, pode-se apontar que normalmente, considera-se um conjunto limitado de reacções, e existe alguma dificuldade na resolução de problemas complexos.

- Modelo de equilíbrio baseado na minimização da energia livre de Gibbs

Esta situação é mais simples do que o caso em que se utilizam as constantes de equilíbrio, na medida em que não é necessário formular um conjunto de equações que definem a composição do sistema. Neste caso, são definidas um conjunto de espécies químicas envolvidas no processo, sendo posteriormente calculada a composição do sistema que permite minimizar a energia livre de Gibbs.

---

Modelos cinéticos

Neste caso, há necessidade de definir um conjunto de equações que se considera governar o processo. Implica conhecer as cinéticas – velocidades de reacção – e a sua variação com a pressão e temperatura. Difere dos modelos anteriores na medida em que se considera que o sistema não tem tempo de atingir o equilíbrio químico.

---

Resultados experimentais

Como se verifica na prática, as condições de equilíbrio são muito difíceis de atingir num gasificador. Assim, pode ser viável assumir uma determinada composição do gás produzido baseado em literatura ou resultados de instalações à escala laboratorial ou piloto.

---

Como já foi visto anteriormente, a composição do gás produzido é determinada pelas condições operatórias incluindo temperatura de reacção, pressão, agente de gasificação e tipos e quantidade de catalisadores (McKendry, 2002c). Devido à presença de azoto como constituinte do ar, o gás produzido fica diluído, resultando num gás de baixo poder calorífico, pobre, com valores típicos de poder calorífico entre 4 e 6 MJ.m<sub>N</sub><sup>-3</sup>. A gasificação com oxigénio produz um gás com um poder calorífico na gama de 10 a 15 MJ.m<sub>N</sub><sup>-3</sup>, enquanto que, com vapor também se obtém um gás de médio poder calorífico com valores típicos de 13 a 20 MJ.m<sub>N</sub><sup>-3</sup> (André, 2007).

O gás obtido pode ser posteriormente queimado, resultando na libertação de calor da energia química contida no gás ou ser utilizado na síntese de vários compostos químicos: amónia, metanol, combustíveis líquidos, misturas de hidrocarbonetos, compostos oxigenados, etc. Antes de poder ser utilizado em síntese química, o gás necessita de ser purificado de modo a remover os constituintes indesejáveis (André, 2007).

## **1.6 VANTAGENS E DESVANTAGENS DA GASIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO**

Segundo McKendry (2002c), a selecção do tipo de gasificador e o seu dimensionamento serão dependentes de vários factores, entre os quais, a composição da alimentação (propriedades químicas e físicas), as características requeridas para o produto gasoso e as diversas variáveis operacionais envolvidas. Para seleccionar o tipo de gasificador é necessário ter em consideração certos aspectos:

- Quer os custos da construção do reactor, operação e manutenção quer os de limpeza do gás devem ser o mais baixo possível;
- O gasificador deve ser robusto, idealmente sem partes móveis;
- Deve ser evitada a necessidade de preparação da alimentação, como por exemplo, secagem, separação, redução de tamanho ou peletização.

Os reactores de leito fluidizado têm certas características que os fazem parecer menos atractivos para aplicação à gasificação, como por exemplo, os processos de dimensionamento e operação são complexos, requer dimensões de partículas da alimentação reduzidas, a redução de tamanho da partícula durante o processo produz finos, que são depois elutriados, causando diminuição na eficiência do processo, o conteúdo elevado em alcatrões no gás produzido requer limpeza externa do gás e pode ocorrer *bypass* do gás de gasificação.

No entanto, existem algumas vantagens na utilização de leito fluidizado na gasificação, tais como: composição e caudal de alimentação flexível, podem ser utilizados combustíveis com elevado teor em cinza, pode ser utilizado em modo pressurizado, produz um conteúdo elevado de CH<sub>4</sub> no gás

produzido, tem capacidade volumétrica elevada, fácil controlo da temperatura, bom contacto entre gás e sólido, a mistura de partículas dá-se de um modo eficiente, temperatura uniforme, bom controlo do processo gerando composição de produtos uniforme e elevada transferência de calor entre o leito e a superfície.

### **1.7 OBJECTIVOS DO PRESENTE TRABALHO**

Os objectivos desta dissertação centram-se em:

1. Dimensionamento do reactor de leito fluidizado borbulhante de gasificação (RLFG) e alguns sistemas acessórios;
2. Estudo termodinâmico do processo para a definição de variáveis operatórias mais relevantes, que permitam a produção de um gás com elevado conteúdo em hidrogénio, hidrocarbonetos ou com rendimento energético elevado;
3. Estudo da viabilidade do sistema RLFC + RLFG como sistema sustentável;
4. Definição das alternativas de configuração física do sistema combustor + gasificador e estudo das variabilidades de aproveitamento energético.

## 2 PROCESSO DE GASIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO

O processo de gasificação é endotérmico pelo que necessita da associação a um processo exotérmico, geralmente à combustão, para daí obter energia necessária para as próprias reacções. É nesta linha de ideias que se pretende dimensionar e integrar o gasificador de leito fluidizado (RLFG) no reactor de leito fluidizado de combustão (RLFC) já existente no Departamento de Ambiente, da Universidade de Aveiro.

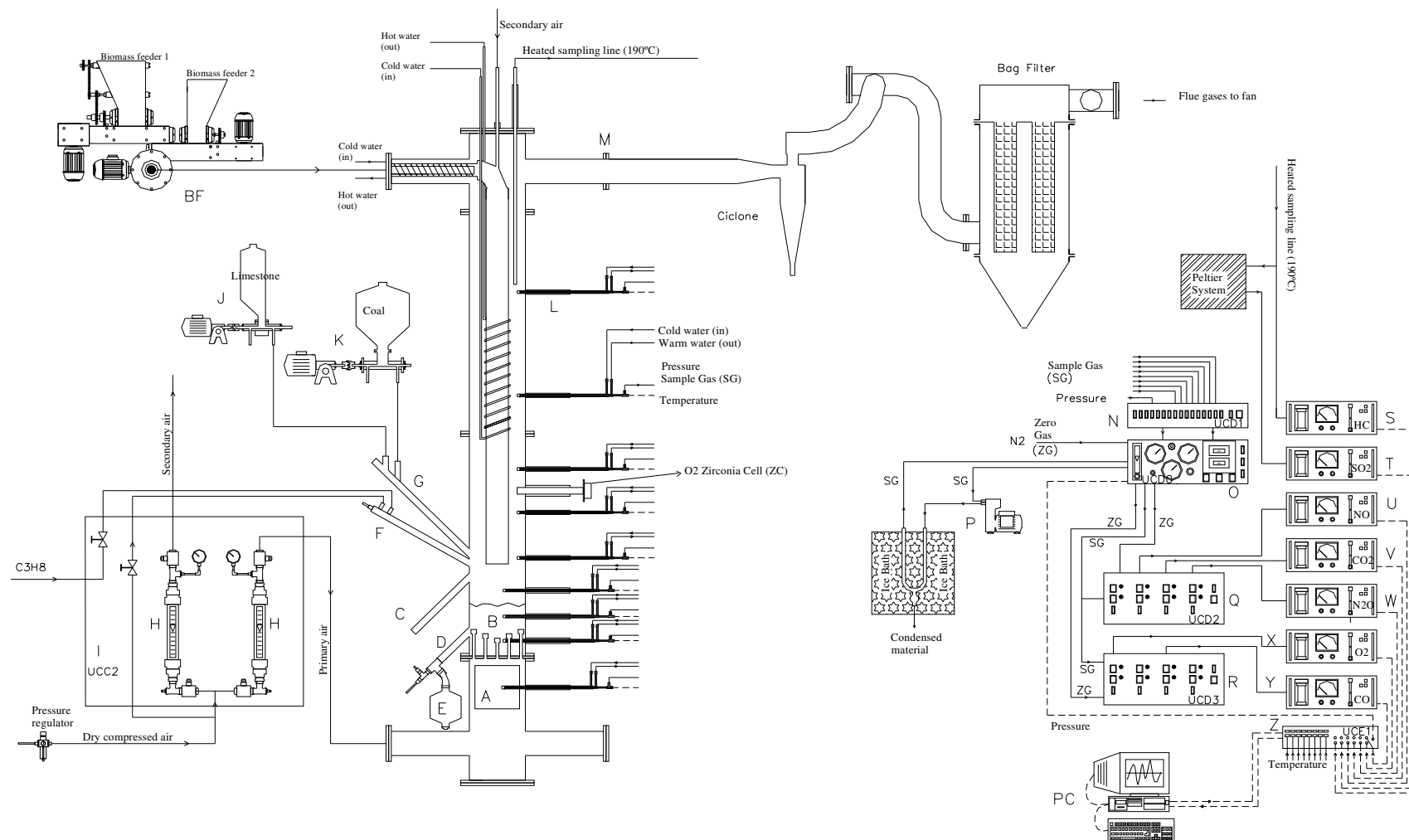
Neste capítulo irá ser abordado alguma fundamentação teórica acerca da hidrodinâmica dos reactores de leito fluidizado a operar em regime borbulhante, aplicada ao RLFC em trabalhos anteriores e que se pretende aplicar também ao RLFG a dimensionar. Alguma desta teoria será utilizada em *software* para cálculos posteriores. Irão também ser descritas duas configurações possíveis para a integração do sistema de RLFC+RLFG e que irão ser estudadas, para assim perceber qual será a mais vantajosa para o cumprimento do objectivo.

### 2.1 INFRA-ESTRUTURA EXISTENTE

O sistema de combustão em LF já existente no Departamento de Ambiente, da Universidade de Aveiro, é apresentado na **Figura 2-1**.

O RLFC é constituído por quatro corpos cilíndricos flangeados (topo, intermédio superior, intermédio inferior e fundo), vinte portos de amostragem e permuta de calor, quatro portos especiais inclinados, quatro acessos laterais, duas placas de fecho e uma placa de distribuição (Matos, 1995).

O reactor possui uma câmara de combustão, constituída por leito e *freeboard*, com 0.25 m de diâmetro interno e 2.2 m de altura útil. O leito foi preparado por crivagem de areia da praia e é constituído por 28 kg de partículas com tamanhos na gama 500-710  $\mu\text{m}$ , o que corresponde a uma altura de leito fixo de 0.25 m. O reactor apresenta uma placa de distribuição de 330 mm de diâmetro e 12 mm de espessura, constituída por 19 injectores, cada um dos quais com 3 orifícios de 1.25 mm de diâmetro, orientados no sentido perpendicular ao escoamento para introdução do ar primário no leito. A adição de ar secundário é efectuada no *freeboard* através de um distribuidor radial constituído por 25 orifícios com 2.5 mm de diâmetro; esta estrutura é móvel e permite a sua deslocação na vertical (Tarelho, 2001). Possui um sistema de alimentação de combustível e ar, uma unidade de arrefecimento, um sistema de amostragem e análise gasosa e um sistema de controlo e aquisição de dados, que são descritos em pormenor em Tarelho (2001).



**Figura 2-1: Instalação piloto de leito fluidizado de combustão existente no DAO-UA**  
(Tarelho, 2001)

A- sistema de aquecimento do ar de fluidização; B- leito de areia; BF- alimentação de biomassa; C- manutenção da altura de sólidos no leito; D- Descarga de sólidos do leito; E- Recolha de sólidos descarregados do leito; F- Chispa e chama piloto; G- ponto de admissão de carvão e calcário; H- Rotâmetros; I- Unidade de comando e controlo 2; J- sistema de alimentação de calcário; K- sistema de alimentação de carvão; L- Sondas; M- tubo de exaustão; N, O, Q, R- Unidade de distribuição de 0 a 3; P- bomba de amostragem gasosa; S,T,U,V,W, X, Y- analisador de gás para CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, CO, NO, N<sub>2</sub>O, HC e SO<sub>2</sub>; X- sistema de arrefecimento das sondas; Z- unidade de comando electrónico 1

## 2.2 HIDRODINÂMICA DO REACTOR DE LF

A hidrodinâmica de um reactor de LF a operar em regime borbulhante é bastante complexa.

A sua modelização pode ser efectuada com base em modelos simplificados de duas fases de Davidson & Harrison (1963) e Grace (1986a e b) ou de três fases de Kunii & Levenspiel (1969). Os dois primeiros são descritos em detalhe por Matos (1995). Tarelho descreve o modelo de *Bubble Assemblage Model* desenvolvido por Kato & Wen (1969), que é uma extensão do modelo de 2 fases de Davidson & Harrison (1963).

Neste trabalho foi utilizado o modelo de duas fases de mistura perfeita para a fase emulsão e escoamento pistão para a fase bolha.

Neste capítulo são apresentadas, numa base generalista, algumas das correlações utilizadas na modelização hidrodinâmica do reactor RLFC, por Tarelho (2001), já existente nas instalações. Pretende-se com esta revisão, aplicar essas correlações em *software* para aplicação em cálculos futuros.

### 2.2.1 FASE EMULSÃO

A fase emulsão contém a larga maioria dos sólidos, nos interstícios dos quais o gás flui a velocidade constante. O enchimento do leito tem grande influência no seu comportamento devido não só às dimensões e densidade das partículas, mas também pelas forças de natureza electrostática que se verificam entre elas. Os valores representativos do enchimento usado no RLFC vêm indicados na tabela seguinte (Matos, 1995).

**Tabela 2-1: Características das partículas de areia usadas como enchimento**  
(adaptado de Matos, 1995)

| Reactor Leito Fluidizado            |       |
|-------------------------------------|-------|
| Origem/composição                   | Areia |
| Massa volúmica, $\rho_s$            | 2620  |
| Porosidade do leito fixo, $\chi_b$  | 0.414 |
| Esfericidade, $\phi_w$              | 0.86  |
| Diâmetro superior ( $\mu\text{m}$ ) | 700   |
| Diâmetro inferior ( $\mu\text{m}$ ) | 500   |

### 2.2.2 FASE BOLHA

A fase bolha respeita ao gás que se movimenta através da emulsão em individualidades designadas de bolhas. As bolhas são pobres em sólidos e transportam o gás em excesso ao que flui através da emulsão.

Em LF, é sabido que leitos compostos pelas mesmas partículas e operados com iguais fluxos de gás dão origem a diferentes tamanhos de bolhas, dependendo este efeito da configuração do distribuidor e/ou da presença de obstáculos no percurso das bolhas. A bolha formada não apresenta a forma esférica; as bolhas típicas apresentam uma forma achatada ou mesmo côncava. A região inferior da bolha é a cauda, e parece formar-se devido ao facto da pressão na retaguarda da bolha ser inferior à da fase emulsão envolvente (Tarelho, 2001). No entanto, para simplificação de cálculos, pode ser considerado como tendo forma esférica.

O diâmetro inicial da bolha para um distribuidor com área por orifício igual a  $A_0$  é calculado pela seguinte expressão (Darton et al, 1977; Darton, 1979):

$$d_{b0} = \frac{1.637(u_0 - u_{mf})^{0.4} A_0^{0.4}}{g^{0.2}} \quad \text{Eq. 2-1}$$

A ascensão das bolhas arrasta uma cauda de partículas para a parte superior do leito, existindo uma permuta contínua, embora não muito extensa de sólidos entre a cauda e a emulsão.

Para estimar o diâmetro de bolha, que cresce por coalescência em função da sua posição no leito  $z$  e da geometria do distribuidor  $A_0$ , recorreu-se à correlação de Darton (Darton et al, 1977; Darton, 1979):

$$d_b = 0.54(u_0 - u_{mf})^{0.4} (z + 4\sqrt{A_0})^{0.8} g^{-0.2} \quad \text{Eq. 2-2}$$

Esta correlação considera que as bolhas formadas ao nível do distribuidor, ao ascenderem no leito, crescem por coalescência. É considerado que esta correlação fornece valores apropriados para o diâmetro médio das bolhas se for avaliada entre 0.4 e 0.5 da altura total do leito.

O tamanho da bolha máximo estável é atingido quando a velocidade de subida das bolhas iguala a velocidade terminal das partículas do leito e pode ser calculado por (Davidson & Harrison, 1963; Kato & Wen, 1969):

$$d_{b\max} = \left( \frac{u_t}{0.71} \right)^2 \frac{1}{g} \quad \text{Eq. 2-3}$$

O volume total de bolhas no leito é dado pela seguinte expressão (Davidson & Harrison, 1963; Kato & Wen, 1969):

$$V_{tb} = (H - H_{mf}) A_s \quad \text{Eq. 2-4}$$

A velocidade a que se deslocam as bolhas é, também, um parâmetro com interesse, principalmente para a transferência de massa entre fases. De acordo com Davidson & Harrison (1963) e Davidson (1995), a velocidade de uma bolha isolada cujo diâmetro é muito inferior ao do leito ( $d_b < 0.4 d_r$ ), pode ser estimada pela equação seguinte:

$$u_b = 0.711\sqrt{g \cdot d_b} \quad \text{Eq. 2-5}$$

Caso o diâmetro da bolha seja muito elevado ( $d_b > 0.6 d_r$ ) e que ocorra a formação de um *slug*, o seu deslocamento é dominado pela acção das paredes do reactor e a sua velocidade é determinada por:

$$u_b = 0.35\sqrt{g \cdot d_b} \quad \text{Eq. 2-6}$$

Contudo, quando um conjunto de bolhas é continuamente formado mediante fluidização a uma velocidade superficial muito acima da velocidade mínima de fluidização, a velocidade das bolhas irá ser muito superior ao dado pelas equações anteriores, logo, dever-se-á calcular a velocidade da bolha e/ou *slugs* pela expressão seguinte, com  $u_{bi}$  dado por uma das equações anteriores:

$$u_b = u_0 - u_{mf} + u_{bi} \quad \text{Eq. 2-7}$$

Outros parâmetros de interesse para a caracterização da hidrodinâmica de um LF incluem a área interfacial das bolhas por unidade de volume de bolha:

$$a_b = \frac{6}{d_b} \quad \text{Eq. 2-8}$$

e a área interfacial local das bolhas por unidade de volume do leito:

$$a = a_b \cdot \varepsilon_{br} \quad \text{Eq. 2-9}$$

que pode ser ainda corrigida por um factor de esfericidade (por exemplo,  $\Phi_b = 1.67$ ) conforme sugere Swaaij (1985).

### 2.2.1 DISTRIBUIÇÃO DE VAZIOS E CAUDAL PELAS VÁRIAS FASES

A fracção de volume de leito ocupado pela bolha,  $\varepsilon_{br}$ , pode ser calculada a partir de observações de altura do leito fluidizado, admitindo que a fase emulsão apresenta a mesma porosidade,  $\varepsilon_{mf}$ , quer o leito esteja fluidizado ou não (Davidson & Harrison, 1963), ou seja:

$$\varepsilon_{br} = \frac{H - H_{mf}}{H} \quad \text{Eq. 2-10}$$

Na falta da informação anterior, este valor pode ser estimado por:

$$\varepsilon_{br} = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_b} \quad \text{Eq. 2-11}$$

com a velocidade ascensional das bolhas,  $u_b$ , dada pela **Eq. 2-7**.

A fracção volumétrica de gás intersticial da emulsão relativamente a todo o leito,  $\varepsilon_{er}$ , pode ser calculada por:



$$\varepsilon_{er} = (1 - \varepsilon_{br})\varepsilon_{mf} \quad \text{Eq. 2-12}$$

e a fracção total de vazios no leito,  $\varepsilon$ , através de:

$$\varepsilon = \varepsilon_{er} + \varepsilon_{br} \quad \text{Eq. 2-13}$$

Kunii & Levenspiel (1991) avança com o valor de  $\varepsilon_{er}=\varepsilon_{mf}=0.4$  para o volume de vazios na emulsão, para partículas com as características das utilizadas.

Toomey & Johnstone (1952) postularam que a emulsão apresentava, em permanência, um caudal correspondente à velocidade mínima de fluidização no sentido do escoamento principal e que a diferença em relação ao caudal total, atravessava o leito sob a forma de bolhas, pelo que a fracção do caudal total que ocorre como bolhas é dado por:

$$\beta = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_0} \quad \text{Eq. 2-14}$$

### 2.2.2 EXPANSÃO DO LEITO

A expansão do leito condiciona toda a hidrodinâmica. Nos casos em que não se pode medir localmente a altura do leito nas condições de mínima fluidização, esta pode ser estimada com recurso à correlação de Darton (1979):

$$H_{mf} = \frac{m_b}{\rho_s \cdot A_s \cdot (1 - \varepsilon_{mf})} \quad \text{Eq. 2-15}$$

A altura do leito expandido,  $H$ , pode ser calculada recorrendo às expressões seguintes, com  $A_0$ , (área de distribuidor por orifício), calculada com recurso a um processo iterativo.

$$H = H_{mf} \left[ 1 + 2 \left( \frac{(u_0 - u_{mf})^{0.8}}{(g \cdot H_{mf})^{0.4}} \right) \left( \left( \frac{4 \cdot A_0^{0.5} + H}{H_{mf}} \right)^{0.6} - \left( \frac{4 A_0^{0.5}}{H_{mf}} \right)^{0.6} \right) \right] \quad \text{Eq. 2-16}$$

$$A_0 = \frac{A_s - \left( N_{or} \cdot \pi \cdot \frac{d_{or}^2}{4} \right)}{N_{or}} \quad \text{Eq. 2-17}$$

No programa de hidrodinâmica para o LF, M47, foi utilizado, como forma simplificada de cálculo da altura do leito expandido a seguinte correlação:

$$H = \frac{H_{mf}}{(1 - \varepsilon_{br})} \quad \text{Eq. 2-18}$$

### 2.2.3 COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE AS BOLHAS E A EMULSÃO

Tarelho (2001) refere que, o movimento dos sólidos e das bolhas aumenta a complexidade do comportamento do leito, o que torna extremamente difícil de o prever. Requer, para além do

conhecimento do escoamento do gás, a quantificação da permuta gasosa entre a fase bolha e emulsão e o tamanho das bolhas.

O coeficiente de transferência de massa entre as fases bolha e emulsão,  $k_{be}$ , é função das condições locais, nomeadamente do diâmetro de bolha e da velocidade intersticial do gás. De facto, segundo Tarelho (2001), vários resultados experimentais de diferentes autores apontam para um aumento de transferência de massa com o aumento da velocidade de fluidização, que se traduz num aumento da velocidade das bolhas.

Grace (1986) propôs a seguinte correlação para o cálculo do coeficiente de transferência de massa, para um leito fluidizado em regime borbulhante, admitindo que possa ser utilizada para um diâmetro de bolha em  $z=0.4 H$ :

$$k_{be} = \frac{u_{mf}}{3} + \sqrt{\frac{4D_{Am} \cdot \epsilon_{mf} \cdot u_b}{\pi \cdot d_b}} \quad \text{Eq. 2-19}$$

Quanto maior o coeficiente de transferência de massa, maior será a disponibilidade de oxigénio na fase emulsão para que ocorram as reacções de oxidação, o que se traduz numa diminuição da concentração do carbonizado no leito e permite uma maior conversão de espécies voláteis (Tarelho, 2001).

#### 2.2.4 FREEBOARD

A inexistência de bolhas e a menor concentração de sólidos torna a hidrodinâmica do *freeboard* bastante menos complexa. Para o RLFC, Tarelho (2001) considerou que o *freeboard* é constituído por uma série de compartimentos de igual tamanho. Apesar da concentração de espécies gasosas e sólidas variar de compartimento para compartimento, em cada compartimento ela foi considerada uniforme, ou seja, assumiu mistura perfeita. O cálculo do tamanho médio de cada compartimento é estimado com base nas seguintes correlações (Rajan & Wen, 1980; Martens, 1984):

$$Re = \frac{d_r \cdot \rho_g \cdot u_0}{\mu} \quad \text{Eq. 2-20}$$

$$Sc = \frac{\mu}{D_{O_2-N_2} \cdot \rho_g} \quad \text{Eq. 2-21}$$

$$\frac{1}{Pe} = \frac{1}{Re \cdot Sc} + \frac{Re \cdot Sc}{192} \quad Re < 2000 \quad \text{Eq. 2-22}$$

$$\frac{1}{Pe} = \frac{3.0 \cdot 10^{-7}}{Re^{2.1}} + \frac{1.35}{Re^{1.8}} \quad Re \geq 2000 \quad \text{Eq. 2-23}$$

$$Pe = \frac{d_r \cdot u_0}{E_z} \quad \text{Eq. 2-24}$$

O número de Peclet é um número adimensional que relaciona a advecção e a difusividade de um escoamento e o número de Schmidt é o rácio entre a viscosidade e a difusividade mássica (**Anexo E**). Conhecido o número de Peclet, pode-se calcular o coeficiente de dispersão axial,  $E_z$ , e consequentemente o tamanho médio de cada compartimento do *freeboard*,  $\Delta z_f$ , dado pela equação seguinte:

$$\Delta z_f = \frac{2E_z}{u_0} \quad \text{Eq. 2-25}$$

Para o RLFG, considerou-se que o *freeboard* do reactor se comportava como um único compartimento, sendo a concentração de sólidos, desprezável.

### 2.2.5 DISTRIBUIÇÃO DE TAMANHOS DE PARTÍCULAS NO REACTOR

A distribuição de tamanhos de partículas no reactor influencia não só o comportamento hidrodinâmico, como por exemplo, os processos de transferência de massa e calor, mas também a corrosão de superfícies e pontos de contacto. Assim, a análise dos processos que afectam o tamanho das partículas é do maior interesse. Estes fenómenos são designados por cominuição, como refere Chirone et al (1991) e incluem a fragmentação primária, a fragmentação secundária, a fragmentação por percolação e abrasão. Os processos de fragmentação primária e secundária originam partículas de tamanho inferior à partícula inicial, sendo, contudo, ainda relativamente grandes para poderem ser removidas do reactor. A fragmentação por percolação ocorre na fase final da oxidação da partícula e está associada à geração de partículas finas (<200  $\mu\text{m}$ ), devido ao desgaste contra sólidos do leito e paredes do reactor ou superfícies imersas. A estrutura que mantém a partícula unida sofre um colapso repentino, devido a um aumento do tamanho dos poros e à sua coalescência (Tarelho, 2001).

Como já foi referido na **Secção 1.3**, o gás que abandona o leito transporta partículas suspensas, fenómeno que se denomina arrastamento. As partículas mais grosseiras, formadas a partir da fragmentação acabam por regressar ao leito, caso o reactor tenha altura suficiente para o possibilitar. Quanto menor a altura do *freeboard*, maior a probabilidade das partículas mais grosseiras saírem do reactor. Quanto às partículas mais finas, caso a velocidade terminal da partícula seja inferior que a velocidade de escoamento, a partícula será removida, fenómeno que se designa por elutriação, independentemente da altura do reactor (Milioli & Foster, 1995).

Tarelho (2001) refere que o fenómeno de cominuição afecta a eficiência de combustão e o controlo de poluição, uma vez que favorece a velocidade de oxidação reduzindo a concentração de carbono no reactor e aumenta a área superficial exposta da partícula de carbonizado, favorecendo a abrasão e ocorrendo a geração de finos com tamanho elutriável.

Em consequência deste fenómeno, a concentração de sólidos no *freeboard* diminui com a altura, o que sugere que um aumento da altura se traduziria numa diminuição da quantidade de sólidos arrastados para fora do reactor. No entanto existe uma altura denominada “*Transport Disengaging Height*” (TDH) acima da qual o arrastamento não varia apreciavelmente com a altura, para determinadas condições operatórias.

Tarelho (2001) considerou a seguinte fórmula para calcular o TDH, determinada por Amitin et al (1968):

$$TDH = 0.429 u_0^{1.2} (11.43 - 1.2 \ln u_0) \quad \text{Eq. 2-26}$$

Acima de TDH considera-se que a concentração de partículas é constante, ou seja, é atingida a saturação para a capacidade de arrastamento do escoamento gasoso. Além disso, é geralmente aceite que as partículas projectadas acima de TDH constituem apenas uma pequena fracção das partículas arrastadas para o *freeboard*, e somente aquelas cuja velocidade terminal é inferior à velocidade de escoamento.

Ainda em Tarelho (2001) é chamada à atenção o facto de existirem alguns factores que podem tornar as correlações algo inadequadas, uma vez que os dados obtidos fazem referência a leitos que, apesar de apresentarem partículas de diferentes tamanhos, são todas do mesmo material, o que a maioria das vezes não acontece, podendo estar presente materiais como cinzas, areia, carbonizado calcário, etc. É necessário ainda ter em consideração que existem outras variáveis operatórias, para além da hidrodinâmica do leito, que podem afectar o arrastamento e elutriação das partículas, e como tal a validade de algumas correlações, sendo o diâmetro do reactor, a existência de órgãos internos, a velocidade do gás, o tamanho e densidade das partículas alguns exemplos. Todos estes factores têm que ser tidos em consideração aquando da aplicação de uma correlação.

A distribuição de tamanhos de partículas no leito do reactor pode ser obtida com recurso a modelos populacionais. Em Tarelho (2001) é apresentado este tema mais desenvolvido além de várias correlações aplicáveis para este tipo de cálculos.

### 2.3 CONFIGURAÇÕES DO SISTEMA RLFC + RLFG

Antes de passar ao dimensionamento propriamente dito e aos balanços mássicos e energéticos convém esclarecer quais as configurações do sistema combustor + gasificador que vão ser consideradas.

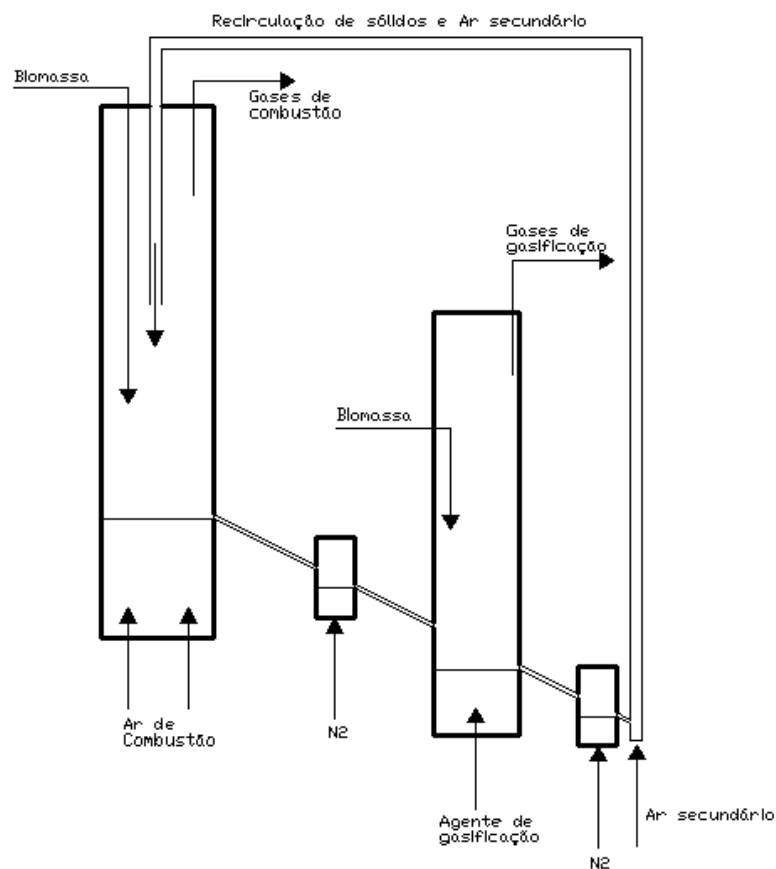
Como já foi referido, o processo de gasificação é endotérmico e por isso é necessário fornecer grandes quantidades de energia para que as reacções de gasificação ocorram. Nestas circunstâncias

entendeu-se que o RLFC poderia ser usado para fornecer energia térmica necessária e calor útil sabendo que o RLFC apresenta uma potência térmica nominal de 25 a 30 kW<sub>th</sub>.

O modo como essa energia térmica útil pode ser transportada do sistema de combustão para o gasificador está relacionado com o design/exploração do RLFG. Neste âmbito, são propostas duas configurações diferentes do sistema RLFC + RLFG.

### 2.3.1 CONFIGURAÇÃO A – “DUAL IN SERIES DESIGN”

A **Figura 2-2** mostra um sistema constituído por dois reactores separados.



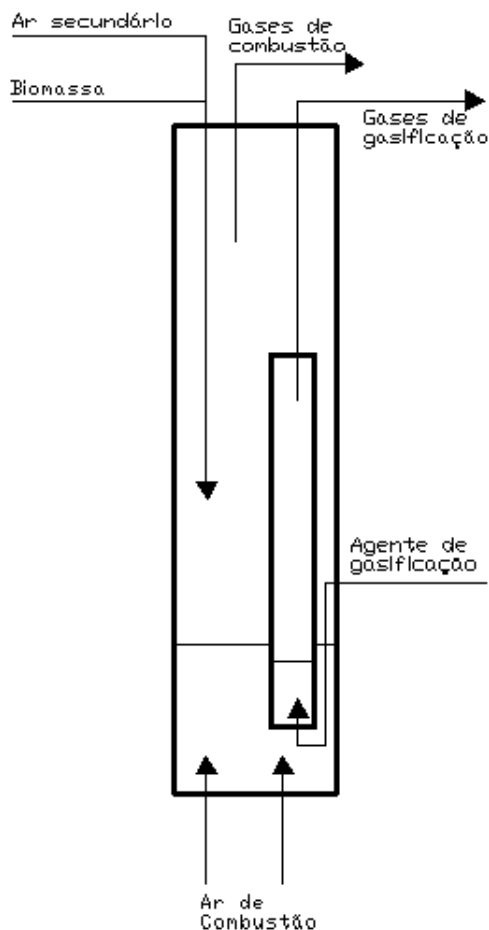
**Figura 2-2: Sistema “Dual in series design” com sistema de recirculação de sólidos**

O aproveitamento da energia do combustor para o gasificador dá-se de duas formas. A primeira é a recirculação de sólidos do leito do RLFC para o leito do RLFG. Estes sólidos transportam grandes quantidades de energia para o gasificador, proporcionando condições para a ocorrência das reacções endotérmicas. Convém referir que a quantidade de sólidos que sai do combustor é igual à quantidade de sólidos que sai do gasificador e regressa ao combustor, permitindo assim, manter uma altura constante de leito nos dois reactores, não interferindo no seu comportamento hidrodinâmico. A segunda é o aproveitamento do calor sensível dos gases de combustão para

produção de vapor ou aquecimento de reagentes, uma vez que estes saem do reactor a temperatura elevada.

### 2.3.2 CONFIGURAÇÃO B – “EMBEDDED DESIGN”

A **Figura 2-3** mostra a configuração em que o reactor de gasificação se encontra no interior do reactor de combustão.



**Figura 2-3: Sistema “Embebed design” com transferência de calor pela parede**

Neste caso, não é recirculado o leito sendo que a energia produzida na forma de calor pelo reactor de combustão é transferida directamente pela parede do reactor de gasificação. O calor sensível dos gases de combustão poderá, similarmente ao caso anterior, ser aproveitado para produção de vapor ou aquecimento de reagentes.

Directamente relacionado com a configuração dos reactores está o tipo de parede e de isolamento do reactor de gasificação. Enquanto que no caso **A**, é necessário proceder-se ao um bom isolamento, para não ocorrerem perdas de calor significativas, já no caso **B**, o ideal é o reactor de gasificação ser construído num material que conduza facilmente o calor e não ter qualquer tipo de isolamento. Este tópico será abordado mais pormenorizadamente na **Secção 6.4**.

### 3 DIMENSIONAMENTO DO REACTOR DE LF DE GASIFICAÇÃO (RLFG)

O processo de gasificação em reactor de leito fluidizado é influenciado por vários factores: características do combustível e leito, condições operatórias consideradas (temperatura, velocidade de fluidização, tempo de residência, tipo e quantidade de agente de gasificação), velocidade das reacções químicas, energia disponível, hidrodinâmica do reactor, modelo de transferência de energia, etc. Percebe-se, portanto, que é um sistema bastante complexo, tornando-se difícil considerar num dimensionamento todos os factores que influenciam o processo. No entanto, é aqui apresentada uma proposta de metodologia de dimensionamento de um RLFG que não tem em conta a velocidade das reacções químicas na gasificação mas apenas o equilíbrio esperado.

Neste capítulo é apresentada uma metodologia para o dimensionamento do reactor de leito fluidizado de gasificação, as características de combustível e partículas de leito utilizadas, assim como o cálculo das dimensões principais do reactor: diâmetro, altura e placa de distribuição.

#### 3.1 METODOLOGIA DE DIMENSIONAMENTO

O estudo do dimensionamento de um reactor de gasificação de leito fluidizado foi realizado recorrendo à análise da bibliografia disponível, bem como ao ensaio de um conjunto de modelos de cálculo, desenvolvidos sob a forma de programas em linguagem FORTRAN, relativos a propriedades de substâncias, de equilíbrios químicos, de fluidização, de balanço mássico e energético e ainda a procedimentos de cálculo e representação desenvolvidos em Excel.

Os artigos que relatam estudos desenvolvidos em gasificação de biomassa e sobre os quais foram apoiadas varias pressupostos deste trabalho encontram-se organizados no **Anexo A, Tabela Anexo A - 1**.

#### 3.2 COMPOSIÇÃO E CARACTERÍSTICAS DO COMBUSTÍVEL

Para cálculos de dimensionamento e realização de balanços mássicos e energéticos, o combustível utilizado foi biomassa densificada (*pellets*), com a composição e propriedades que se apresentam nas tabelas seguintes:

**Tabela 3-1: Análise imediata da biomassa**

| $W_{WB}$<br>[kg H <sub>2</sub> O.kg B <sub>btq</sub> <sup>-1</sup> ] | $W_{ZB}$<br>[kg Z.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |
|--|--|
| 0.090  | 0.025  |

Tabela 3-2: Análise elementar da biomassa

| $W_{CB}$<br>[kg C.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | $W_{HB}$<br>[kg H.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | $W_{NB}$<br>[kg N.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | $W_{SB}$<br>[kg S.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | $W_{OB}$<br>[kg O.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |
|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| 0.498                                | 0.067                                | 0.030                                | 0.000                                | 0.380                                |

Tabela 3-3: Poder calorífico inferior da biomassa

| $PCI_{biomassa} (bs)$<br>[MJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |
|---|
| 17.550  |

Tabela 3-4: Características físicas da biomassa

| Esfericidade<br>$\Phi$ [-] | Diâmetro médio<br>$d_p$ [m] | Massa volúmica<br>$\rho$ [kg.m <sup>-3</sup> ] |
|----------------------------|-----------------------------|--|
| 0.2                        | 0.005                       | 600  |

É geralmente aceite que a quantidade e composição do gás produzido estão relacionados com a taxa de aquecimento da partícula: taxas de aquecimento mais elevadas produzem mais volume de produtos gasosos e menos carbonizado e alcatrões (DiBlasi, 1996). Como partículas pequenas têm maior área superficial total e por isso maior taxa de aquecimento, é expectável que o tamanho da partícula influencie a quantidade e composição do gás produzido (Lv et al, 2004). Assim, foram assumidos valores referentes às propriedades físicas da biomassa utilizada com base na bibliografia referida no **Anexo A, Tabela Anexo A - 1**.

### 3.3 CARACTERÍSTICAS DAS PARTÍCULAS DO LEITO DE RLFG

O leito do reactor de gasificação é areia eólica lavada idêntica à usada no leito do reactor LF de combustão.

Tabela 3-5: Características das partículas do leito

| Esfericidade<br>$\phi_w$ [-] | Diâmetro médio<br>$d_p$ [m] | Porosidade<br>$\varepsilon$ [-] | Massa volúmica<br>$\rho$ [kg.m <sup>-3</sup> ] |
|------------------------------|-----------------------------|---------------------------------|--|
| 0.86                         | 0.0006                      | 0.414                           | 2620   |

### 3.4 CAUDAIS DE COMBUSTÍVEL

O dimensionamento do reactor de gasificação foi estabelecido a partir de uma potência térmica inicial seleccionada tendo em conta a potência térmica do RLFC (25 kW<sub>th</sub>), as necessidades de energia do processo de gasificação e os modelos de transferência de energia a desenvolver entre os reactores. Para o efeito foram ensaiados vários valores. A potência térmica seleccionada foi de 6 kW<sub>th</sub>, relativamente à alimentação de biomassa. Deste modo o caudal de biomassa será dado por:



$$\dot{S}_B = \frac{P_{G_{th}}}{PCI_{biomassa}} \quad \text{Eq. 3-1}$$

Assim, aplicando ao caso de estudo, tem-se:

**Tabela 3-6: Caudais da biomassa para a gasificação**

|   | <b>RLFG</b> |
|---|-------------|
| <b><math>P_{G_{th}}</math> [kJ.s<sup>-1</sup>]</b>      | <b>6</b>    |
| $PCI_{biomassa}$ [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] | 17550       |
| $\dot{S}_B$ [kg B <sub>bs</sub> .s <sup>-1</sup> ]      | 0.00034     |
| $\dot{S}_B$ [kg B <sub>bs</sub> .h <sup>-1</sup> ]      | 1.23        |

### 3.5 CONSIDERAÇÕES SOBRE O DIMENSIONAMENTO DO RLFG

O dimensionamento do reactor aqui apresentado deve ser considerado como uma primeira aproximação, isto é, foram considerados alguns pressupostos que serviram de base de cálculo de suporte ao dimensionamento, não significando, no entanto, que sejam sempre utilizados em trabalhos posteriores. Os pressupostos que permitiram efectuar os cálculos de dimensionamento são os indicados nas sub-secções seguintes.

#### 3.5.1 AGENTE DE GASIFICAÇÃO

- O agente de gasificação utilizado é vapor de água ( $w_{VG}=1$ ;  $w_{AG}=0$ ;  $w_{OG}=0$ )

Se calcular o diâmetro do gasificador variando o tipo de agente de gasificação (vapor, ar atmosférico, oxigénio puro, mistura de vapor e ar atmosférico e mistura de vapor e oxigénio puro), verifica-se que é com vapor que o diâmetro do reactor é maior. Assim, para salvaguardar trabalhos experimentais futuros, foi então escolhido o vapor como agente de gasificação, para o dimensionamento propriamente dito.

#### 3.5.2 RÁCIO DE AGENTE DE GASIFICAÇÃO

- $W_{VG}=1$  kg H<sub>2</sub>O.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>

Pela bibliografia analisada, a utilização de 1quilograma de vapor por cada quilograma de biomassa alimentada é um valor adequado.

### 3.5.3 TEMPERATURA DE GASIFICAÇÃO

- Temperatura de gasificação é 1123 K (850°C);

A literatura indica que a temperatura típica de gasificação situa-se à volta de 850°C, com um mínimo de 650°C e um máximo de 1073°C. A selecção da temperatura de gasificação deve ter em conta a composição dos produtos a obter mas também a necessidade energética do processo. A variação da temperatura afecta de forma pouco significativa a velocidade mínima de fluidização.

Nas condições referidas, as propriedades da mistura gasosa de fluidização (vapor de água) é dada pela seguinte tabela:

**Tabela 3-7: Propriedades da mistura gasosa nas condições de operação**

| $\rho_G$ (a 1123 K)<br>[kg.m <sup>-3</sup> ] | $\mu_G$ (a 1123 K)<br>[kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] |
|--|--|
| 0.195  | 4.25 E -05   |

Os valores apresentados foram calculados com recurso a um programa em linguagem FORTRAN, UTER, que, através da introdução do tipo de gás e valor da temperatura e com recurso a uma base de dados de propriedades dos compostos (Bird, 1960), calcula os valores das propriedades do gás em questão, à temperatura de operação.

### 3.5.4 DIÂMETRO INTERNO DO GASIFICADOR

A secção limitada do reactor determina-se a partir do caudal de agente de gasificação dada por:

$$\dot{G}_G = (W_{VG} + W_{AG} + W_{OG}) \cdot \dot{S}_B \quad \text{Eq. 3-2}$$

Calculando-se a velocidade mínima de fluidização através da **Eq. 1-1**, e sabendo a massa volúmica do gás pode-se calcular a área de secção,  $A_s$ , para o reactor:

$$A_s = \frac{\dot{G}_G}{u_0 \cdot \rho_G} \quad \text{Eq. 3-3}$$

com  $u_0$  aproximado por  $3 \cdot u_{mf}$  (Kunii & Levenspiel, 1991), para assim se assegurar a condição de fluidização do reactor.

O diâmetro do gasificador é dado por:

$$d_r = 2 \sqrt{\frac{A_s}{\pi}} \quad \text{Eq. 3-4}$$

Aplicando ao caso de estudo tem-se:

Tabela 3-8: Diâmetro do gasificador

| $u_{mf}$<br>[m.s <sup>-1</sup> ] | $u_0$<br>[m.s <sup>-1</sup> ] | $\dot{G}_{m,G}$<br>[kg gás.s <sup>-1</sup> ] | $A_s$<br>[m <sup>2</sup> ] | $d_r$<br>[cm] |
|----------------------------------|-------------------------------|--|----------------------------|---------------|
| 0.1298                           | 0.3894                        | 3.42 E -04                                   | 4.50 E -03                 | 7.6           |

### 3.5.5 ALTURA TOTAL DO GASIFICADOR

O tempo de residência das partículas de combustível dentro do reactor é um factor que influencia o grau de conversão. Assim, quanto maior o tempo de residência, maior a conversão do combustível. No entanto, como foi visto na **Sub-secção 2.2.5**, uma altura suficientemente grande pode evitar perdas excessivas de material sólido que ainda não foi convertido, o que provoca uma diminuição da eficiência. Caso se queira fazer a remoção de enxofre ou o craqueamento dos alcatrões formados, a altura deve ser tal que permita que as reacções se dêem em toda a sua extensão (Basu, 2006).

A altura de um gasificador depende da cinética das reacções. Contudo, como este factor não é considerado para o trabalho, a metodologia para determinação da altura do reactor é uma metodologia empírica.

Considerando que a altura total do reactor é dada pela expressão:

$$H_{\text{reactor}} = H_{\text{leito}} + H_{\text{freeboard}} \quad \text{Eq. 3-5}$$

Para a determinação da altura do leito, Ramirez et al (2007) refere que para diminuir o fenómeno de *slugging*, considera-se a altura máxima de leito expandido igual ao dobro do diâmetro interno do reactor, ou então, pode-se considerar uma determinada massa de partículas do leito ( $m_b$ ).

Para cálculo da altura do leito fixo, recorre-se às seguintes correlações:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_{\text{leito}} = (1 - \chi_b) \cdot \rho_s \\ \rho_{\text{leito}} = \frac{m_b}{V_{\text{leito}}} \Leftrightarrow V_{\text{leito}} = \frac{m_b}{\rho_{\text{leito}}} \\ V_{\text{leito}} = A_s \times H_{\text{leito}} \Leftrightarrow V_{\text{leito}} = \pi \left( \frac{d_r}{2} \right)^2 \times H_{\text{leito}} \Leftrightarrow H_{\text{leito}} = \frac{V_{\text{leito}}}{\pi \left( \frac{d_r}{2} \right)^2} \end{array} \right. \quad \text{Eq. 3-6}$$

Geralmente para verificar se o valor da altura de leito encontrado é adequado do ponto de vista operacional, pode-se calcular o chamado *aspect ratio*, que é a razão entre a altura de leito fixo e o diâmetro interno do reactor. Segundo Sanchez & Silva (1994), Gómez et al. (1995), Guo et al. (2003) e Formisani et al. (2002), este valor deve ser mantido entre 0.95 e 3.00. No presente caso o *aspect ratio* tem o valor de 1.34.

Para a determinação da altura do *freeboard*, pode-se recorrer à cinética das reacções químicas, à hidrodinâmica do reactor ou então a informação obtida a partir de outros trabalhos já elaborados.

Neste trabalho, como não se considerou a cinética das reacções, apenas se poderia calcular a altura através da hidrodinâmica do reactor ou pela bibliografia. Foi escolhido recorrer-se à bibliografia, pela simples razão de o cálculo do TDH, dado pela **Eq. 2-26**, fornecer um valor excessivamente elevado ao geralmente utilizado em reactores para gasificação. As referências bibliográficas consultadas encontram-se no **Anexo A, Tabela Anexo A - 1**.

Aplicando a este caso de estudo, tem-se:

**Tabela 3-9: Altura total do gasificador**

| Altura do leito |                   |             |                     | Altura do reactor |               |
|-----------------|-------------------|-------------|---------------------|-------------------|---------------|
| $m_b$           | $V_{leito}$       | $H_{leito}$ | <i>Aspect ratio</i> | $H_{freeboard}$   | $H_{reactor}$ |
| [kg]            | [m <sup>3</sup> ] | [m]         | [-]                 | [m]               | [m]           |
| 0.7             | 4.56 E -04        | 0.10        | 1.34                | 1.30              | 1.40          |

### 3.5.6 PLACA DE DISTRIBUIÇÃO

A placa de distribuição tem a função de suporte físico às partículas do leito e a de introdução de ar de fluidização no reactor, o mais uniformemente possível, por toda a área de secção. Esta uniformidade deve ser mantida em todas as condições operatórias, caso contrário, poderá resultar desde redução do desempenho até ao colapso completo do leito devido à aglomeração de partículas. Um LF em regime borbulhante utiliza partículas relativamente agregadas e baixas velocidades de fluidização. Se o ar de fluidização acima da placa não é distribuído uniformemente, a velocidade do gás pode diminuir ao ponto de ser inferior à velocidade mínima de fluidização em determinadas regiões do leito. Assim, o gás de fluidização não fluidiza convenientemente algumas partes do leito, não ocorrendo uma correcta dissipação do calor o que leva à aglomeração de sólidos e cria restrições a nível da mobilidade das partículas no leito (Basu, 2006).

Um distribuidor deve ser capaz de promover uma fluidização estável e uniforme em todo o processo de operação, a perda de sólidos pelo distribuidor deve ser mínima, não deve entupir mesmo durante longos períodos de funcionamento, não deve fomentar a formação de zonas mortas no distribuidor e a erosão nas superfícies de troca de calor e atrito nos materiais do leito devem ser mínimos (Basu, 2006; Gupta & Sathiyamoorthy, 1999).

Uma fluidização estável é factor crítico para o bom funcionamento de um LF. É por esta razão que o dimensionamento do distribuidor se torna importante. Se o distribuidor for dimensionado para operar a  $u_0=2.u_{mf}$  e operar na realidade a  $u_0=20.u_{mf}$ , os injectores não têm capacidade para tão grande queda de pressão. Da mesma forma, se o distribuidor for dimensionado para  $u_0=20.u_{mf}$  e operar a  $u_0=2.u_{mf}$ , a queda de pressão no distribuidor torna-se negligenciável e não se espera que o distribuidor consiga sequer manter fluidização no leito (Kunii & Levenspiel, 1991).

A queda de pressão do distribuidor para o leito (rácio  $\Delta p_d/\Delta p_b$ ) tem um papel importante na fixação da velocidade com fluidização uniforme. Assim que o rácio estiver definido como promovendo uma fluidização uniforme, uma alteração na altura do leito provoca um aumento na queda de pressão no distribuidor em ordem a manter o rácio  $\Delta p_d/\Delta p_b$  constante. A resistência do caudal num leito fluidizado não varia por unidade de área acima do leito, ao passo que a resistência ao caudal do distribuidor varia continuamente com o aumento do caudal. Isto implica que as características da fluidização podem ser manipuladas variando a queda de pressão do distribuidor que é geralmente expressa em termos do seu rácio com a queda de pressão com o leito (Gupta & Sathiyamoorthy, 1999). Para decidir qual o valor a atribuir a  $\Delta p_d/\Delta p_b$ , foi consultada alguma bibliografia. Kunii & Levenspiel (1991) e Basu (2006) citam alguns autores, como mostra a **Tabela 3-10**:

| <b>Tabela 3-10: Valores bibliográficos para o rácio <math>\Delta p_d/\Delta p_b</math></b> |   |
|--|---|
| <b>Valores bibliográficos para <math>\Delta p_d/\Delta p_b</math></b>                      |   |
| Zuiderweg (1967)   | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = (0.2 - 0.4)$   |
| Hiby (1964)  | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = 0.15$ para $\frac{u_0}{u_{mf}} = 1 - 2$  |
|  | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = 0.015$ para $\frac{u_0}{u_{mf}} \gg 2$   |
| Siegel (1976)  | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} \geq 0.14$   |
| Shi & Fan (1984)   | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} > \begin{cases} 0.14 & \text{para placas porosas} \\ 0.07 & \text{para placas perfuradas} \end{cases}$ |
|  | Para Geldart B e $u_0 \approx u_{mf}$   |
| Whitehead (1985)   | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} > 0.15$  |
| Basu (2006)  | $\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = (0.15 - 0.3)$  |

Devido ao seu “esforço” contínuo durante o processo, o distribuidor está sujeito a alguns problemas operacionais que devem ser monitorizados. A perda de sólidos pelos orifícios do distribuidor para a câmara inferior pode ocorrer quando o reactor está desligado. Quando for ligado novamente, as partículas que caíram vão ser levadas pelos injectores a velocidades elevadas o que pode provocar a erosão dos tubos. Os orifícios podem também bloquear por acumulação de sólidos, dependendo do seu tamanho.

Os distribuidores podem ser classificados em quatro tipos: placas porosas (laboratoriais), placas perfuradas, placas com injectores (*nozzles*) e aspersores (tubos horizontais com orifícios por onde escoo o agente de fluidização). Os mais comuns são os injectores. Estes podem assumir diferentes configurações (Basu, 2006). As placas perfuradas não podem ser usadas em condições operatórias de elevada temperatura ou ambiente muito reactivo (Kunii & Levenspiel, 1991). Já a utilização de

injectores tem vantagens pois podem ser direccionados para evitar o regresso dos sólidos e providenciam uma maior uniformidade na distribuição de agente de fluidização. A maioria dos estudos em leito fluidizado utiliza placas de distribuição cerâmicas ou de material sinterizado, pois têm resistência em condições de caudal elevado e fornecem uma distribuição uniforme em todo o leito (Kunii & Levenspiel, 1991).

O dimensionamento do número e diâmetro dos orifícios da placa distribuidora é condicionado pela secção do leito e pela perda de carga recomendável para uma boa fluidização, o que por sua vez tem a ver com a natureza e dimensões das partículas constituintes do leito (Matos, 1995). Foi decidido utilizar neste trabalho um distribuidor de placa perfurada.

Em primeiro lugar definiu-se qual o diâmetro da placa e a sua espessura. Em geral considera-se que o diâmetro do distribuidor é igual ao diâmetro do reactor e foi definido o valor de 5 mm para a espessura.

Procedeu-se ao cálculo da altura do leito nas condições de mínima fluidização com recurso à equação **Eq. 2-15**. Seguidamente foi calculado a perda de carga no leito, pela seguinte correlação (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$\Delta p_b = H_{mf}(1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad \text{Eq. 3-7}$$

Como já foi visto neste capítulo, é necessário decidir qual o valor a atribuir ao rácio entre a queda de pressão do distribuidor e a queda de pressão do leito. Tendo em conta a **Tabela 3-10**, foi considerado que:

$$\frac{\Delta p_d}{\Delta p_b} = 0.30 \quad \text{Eq. 3-8}$$

Com este valor já se poderá calcular a queda de pressão no distribuidor ( $\Delta p_d$ ).

O cálculo da velocidade no orifício de saída do agente de fluidização consiste nos seguintes passos:

1. Cálculo do número de Reynolds do reactor, através de:

$$Re_r = \frac{d_r \cdot u_0 \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad \text{Eq. 3-9}$$

2. Determinação de  $C_D$  do orifício, sendo que  $C_D$  é função do número de Reynolds, pela **Tabela 3-11**:

**Tabela 3-11: Coeficiente de descarga do orifício em função do número de Reynolds do reactor**  
(Kunii & Levenspiel, 1991)

| $Re_r$     | 100  | 300  | 500  | 1000 | 2000 | >3000 |
|------------|------|------|------|------|------|-------|
| $C_{D,or}$ | 0.68 | 0.70 | 0.68 | 0.64 | 0.61 | 0.60  |

3. Cálculo da velocidade do gás no orifício, pela equação seguinte (Kunii & Levenspiel, 1991):

$$u_{or} = C_{D,or} \left( \frac{2\Delta p_d}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad \text{Eq. 3-10}$$

A velocidade através do orifício deve ser mantida na gama entre 30 e 90 m.s<sup>-1</sup> (Kunii & Levenspiel, 1991). Uma velocidade excessiva pode levar a atrito entre as partículas do leito.

Pode-se calcular também a fracção de área total perfurada na placa pelo seguinte rácio:

$$\text{Fracção}_{\text{área perfurada}} = \frac{u_0}{u_{or}} \quad \text{Eq. 3-11}$$

Deve-se decidir agora o diâmetro do orifício ( $d_{or}$ ), para se prosseguir com o cálculo do número de orifícios necessários no distribuidor por unidade de área.

$$\frac{N_{or}}{A} = \frac{4}{\pi} \cdot \frac{u_0}{d_{or}^2 \cdot u_{or}} \quad \text{Eq. 3-12}$$

Sabendo a área de secção do reactor, pode-se calcular o número total de orifícios que o distribuidor deve ter, através de:

$$N_{or} = \frac{\frac{N_{or}}{A}}{\frac{A}{A_s}} \quad \text{Eq. 3-13}$$

Aplicando agora esta metodologia ao caso de estudo, tem-se:

**Tabela 3-12: Altura mínima de fluidização e perda de carga no distribuidor**

| $m_b$<br>[kg] | $H_{mf}$<br>[m] | $\Delta p_b$<br>[Pa] | $\Delta p_d/\Delta p_b$<br>[-] | $\Delta p_d$<br>[Pa] |
|---------------|-----------------|----------------------|--------------------------------|----------------------|
| 0.7           | 0.17            | 1513                 | 0.30                           | 454                  |

**Tabela 3-13: Velocidade do gás através dos orifícios**

| $Re_r$<br>[-] | $C_{D,or}$<br>[-] | $u_{or}$<br>[m.s <sup>-1</sup> ] |
|---------------|-------------------|----------------------------------|
| 135.83        | 0.68              | 46.4                             |

**Tabela 3-14: Número de orifícios**

| $d_{or}$ [m] | 0.0006 | 0.00075 | 0.001 | <b>0.00125</b> | 0.00150 | 0.00175 | 0.0020 |
|--------------|--------|---------|-------|----------------|---------|---------|--------|
| $N_{or}$ [-] | 135    | 86      | 48    | <b>31</b>      | 22      | 16      | 12     |

Neste caso, escolheu-se o diâmetro do orifício de 1.25 mm. Os orifícios devem ser distribuídos o mais uniformemente pela placa, para assim, garantir uma correcta fluidização.

## 4 BALANÇO MÁSSICO

O balanço mássico a um processo termoquímico traduz o princípio geral da conservação da massa num reactor em estado estacionário, ou seja, de maneira simplificada:

$$(\text{Combustível}) + \left( \begin{smallmatrix} \text{agente de} \\ \text{gasificação} \end{smallmatrix} \right) = \left( \begin{smallmatrix} \text{efluente} \\ \text{gasoso} \end{smallmatrix} \right) + \left( \begin{smallmatrix} \text{resíduo} \\ \text{sólido} \end{smallmatrix} \right) \quad \text{Eq. 4-1}$$

O balanço mássico a um sistema de gasificação consiste fundamentalmente em calcular, em estado estacionário e para um dado conjunto de condições operatórias, nomeadamente a composição elementar do material a alimentar, tipo e rácio de agente de gasificação e temperatura, a composição e quantidade dos gases de gasificação e dos sólidos produzidos.

Dependendo dos objectivos do estudo, nomeadamente em termos do tipo e quantidade de produtos a obter e do combustível a gasificar, é necessário procurar otimizar as variáveis de operação. Assim, com o balanço mássico pretende-se:

1. Determinar os tipos de agente de gasificação ideais para o cumprimento dos objectivos do trabalho;
2. Determinar os rácios de agente de gasificação mais adequados, por cada quilograma de combustível alimentado, para se evitar desperdícios de energia e formação de produtos que não são desejáveis, como por exemplo, produtos de oxidação completa;
3. Determinar a gama de temperaturas óptima para a gasificação, de modo a garantir a conversão completa do carbono da biomassa;
4. Conhecer os componentes do efluente gasoso, para assim, possibilitar o cálculo da conversão energética da biomassa.

A principal dificuldade na resolução do balanço mássico é a determinação da composição dos produtos do processo termoquímico. No caso da combustão com excesso de oxigénio, a composição dos produtos é relativamente simples, pois trata-se apenas de gases simples ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  e  $\text{N}_2$ ) que se determina facilmente de acordo com a metodologia exposta na **Secção 4.4**.

No caso do processo de gasificação, o número de espécies produzidas é significativamente maior pois incluem  $\text{CO}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ , C sólido, etc. pelo que há necessidade de recorrer a outros métodos, nomeadamente os que serão aplicados no âmbito deste trabalho.

A partir do balanço mássico deverá ser possível determinar também o volume de gás produzido e, mais à frente, efectuar o balanço energético quer ao sistema de gasificação quer ao sistema de combustão.



#### 4.1 MODELO DE BALANÇO MÁSSICO DO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

O processo de gasificação envolve um mecanismo reaccional complexo com diversas condicionantes cinéticas e termodinâmicas o que torna necessário utilizar um modelo que, neste caso, permita simular adequadamente as composições obtidas no processo, tendo em conta a composição do combustível usado e a composição do agente de gasificação, que demonstre a dependência do processo relativamente a diversas variáveis experimentais como a temperatura e a pressão e que possa ser aplicado a diferentes combustíveis (André, 2007).

O balanço mássico do processo de gasificação foi efectuado recorrendo ao programa VCS (Villars-Cruise-Smith) escrito em linguagem FORTRAN, adaptado de acordo com Matos (1995) a partir da listagem apresentada em Smith & Missen (1982). Este programa baseia-se num algoritmo de optimização não-linear que calcula a composição de equilíbrio multifásico para a condição de equilíbrio químico definida em termos da minimização da função de estado extensiva da Entalpia Livre ou Função de Gibbs. Para o efeito considera a composição elementar molar CHONS da mistura de entrada, a temperatura e a pressão. É necessário ter presente que a composição final de equilíbrio pode diferir significativamente daquela que se poderá observar, pois não são considerados os fenómenos resultantes das limitações impostas à velocidade global de reacção química com origem quer na transferência de massa, quer na cinética (Matos & Pereira, 2007).

##### 4.1.1 RÁCIOS ELEMENTARES DA ALIMENTAÇÃO

Relativamente ao cálculo do balanço elementar foram agrupados em termos de concentração de C, H, O, N e S, as contribuições do combustível seco, da sua humidade, da água e ar ou O<sub>2</sub> usados como agente de gasificação, da sua humidade associada e caso se aplique, a contribuição de outro combustível, ou seja:

$$n_{\text{CHONS}} = w_{\text{CHONS}} \left[ \frac{\text{kg } i}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] + w_{\text{WB}} \left[ \frac{\text{kg } \text{H}_2\text{O}}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] + w_{\text{WG}} \left[ \frac{\text{kg } \text{H}_2\text{O}}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] + \left\{ \begin{array}{l} W_{\text{AG}} \left[ \frac{\text{kg } \text{ar}}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] \\ \text{ou} \\ W_{\text{OG}} \left[ \frac{\text{kg } \text{O}_2}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] \end{array} \right\} + w_{\text{VA}} \left[ \frac{\text{kg } \text{H}_2\text{O}}{\text{kg } \text{ar}} \right] + w_{\text{FB}} \left[ \frac{\text{kg } F_{\text{bs}}}{\text{kg } B_{\text{bs}}} \right] \quad \text{Eq. 4-2}$$

Na **Tabela 4-1** seguinte são apresentadas as equações utilizadas para calcular os rácios elementares dos reagentes ao gasificador:

Tabela 4-1: Equações de cálculo de rácios elementares aos reagentes

**Balanço ao carbono**

$$n_C \left[ \frac{\text{kmol C}}{\text{kg B}_{\text{bs}}} \right] = w_{\text{CB}} \cdot \frac{1}{M_C} \quad \text{Eq. 4-3}$$

**Balanço ao hidrogénio**

$$n_H \left[ \frac{\text{kmol H}}{\text{kg B}_{\text{bs}}} \right] = w_{\text{HB}} \cdot \frac{1}{M_H} + w_{\text{WB}} \cdot \frac{1}{1 - w_{\text{WB}}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 2 + w_{\text{WG}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 2 + w_{\text{VA}} \cdot w_{\text{AG}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 2 \quad \text{Eq. 4-4}$$

**Balanço ao enxofre**

$$n_S \left[ \frac{\text{kmol S}}{\text{kg B}_{\text{bs}}} \right] = w_{\text{SB}} \cdot \frac{1}{M_S} \quad \text{Eq. 4-5}$$

**Balanço ao azoto**

$$n_N \left[ \frac{\text{kmol N}}{\text{kg B}_{\text{bs}}} \right] = w_{\text{NB}} \cdot \frac{1}{M_N} + w_{\text{AG}} \cdot y_{\text{N}_2\text{A}} \cdot \frac{1}{M_A} \cdot 2 \quad \text{Eq. 4-6}$$

**Balanço ao oxigénio**

$$n_O \left[ \frac{\text{kmol O}}{\text{kg B}_{\text{bs}}} \right] = w_{\text{OB}} \cdot \frac{1}{M_O} + w_{\text{WB}} \cdot \frac{1}{1 - w_{\text{WB}}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 1 + w_{\text{VG}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 1 + w_{\text{AG}} \cdot y_{\text{O}_2\text{A}} \cdot \frac{1}{M_A} \cdot 2 + w_{\text{VA}} \cdot w_{\text{AG}} \cdot \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 1 \quad \text{Eq. 4-7}$$

Para o caso de se usar  $\text{O}_2$  como único agente de gasificação ou fazendo parte de uma mistura, dever-se-á retirar a contribuição do ar no balanço ao Azoto, Hidrogénio e Oxigénio e substituir, neste último, a contribuição do ar por:

$$w_{\text{OG}} \cdot \frac{1}{M_{\text{O}_2}} \cdot 2 \quad \text{Eq. 4-8}$$

#### 4.1.2 TEMPERATURA E PRESSÃO DE OPERAÇÃO

Para a temperatura, foi considerada uma gama de 600 a 1300 K. Apesar da maioria dos trabalhos publicados referirem que a temperatura adequada se situa à volta de 1073-1123 K, optou-se testar para uma gama alargada para assim ter uma noção do comportamento do modelo a temperaturas mais baixas. Para a pressão, considerou-se que o reactor opera à pressão atmosférica.

#### 4.1.3 TIPOS E RÁCIOS DE AGENTES DE GASIFICAÇÃO

Foram considerados três tipos de agentes de gasificação, utilizados como agente de gasificação único ou misturados entre si, ou seja:

- Ar atmosférico
- Água (vapor)
- Oxigénio puro
- Mistura de vapor de água e ar atmosférico
- Mistura de vapor de água e oxigénio puro

O uso de vapor de água como agente de gasificação reveste-se de algumas particularidades que derivam da água poder ter várias origens:

- Humidade associada ao combustível, sob a forma de água líquida nos interstícios das partículas;
- Humidade associada ao ar de gasificação;
- Água sob a forma de vapor no agente de gasificação.

Para efeito do balanço mássico a origem da água destinada à gasificação é irrelevante, mas não para o balanço energético.

Na **Tabela 4-2** são apresentados os rácios utilizados de cada tipo de agente de gasificação, encontrando-se assinalado, a figura correspondente na **Secção 4.2**.

**Tabela 4-2: Rácios de agente de gasificação considerados, por cada quilograma de biomassa em base seca**

| Agente de gasificação com um componente  |   |   |
|--|---|---|
| $W_{OB}$ [kg O <sub>2</sub> .kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-3: A a D) | $W_{VB}$ [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-2: A a F) | $W_{AB}$ [kg ar.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-4: A a D) |
|  | 0.3   |   |
| 0.3  | 0.5   | 1.3   |
| 0.4  | 0.7   | 1.5   |
| 0.5  | 1.0   | 2.0   |
| 0.6  | 1.5   | 2.5   |
|  | 2.0   |   |
| Agente de gasificação com dois componentes   |   |   |
|  | O <sub>2</sub> [kg O <sub>2</sub> .kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]                   | Ar Atmosférico [kg ar.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]                  |
|  | 0.3      0.5  | 1.3      2.0  |
| H <sub>2</sub> O<br>[kg H <sub>2</sub> O.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]            | 0.3   | Figura 4-5: A e B   |
|  | 0.7   | Figura 4-6: A e B   |
|  | 1.0   | Figura 4-7: A e B   |
|  |   | Figura 4-8: A e B   |
|  |   | Figura 4-9: A e B   |
|  |   | Figura 4-10: A e B  |

No caso da gasificação directa, estas quantidades foram determinadas tendo por base a razão de equivalência, isto é, pela bibliografia, é recomendado a utilização de RE na gama de 0.2 a 0.4, como foi visto no **ponto 1.5.4.1**. No caso da gasificação indirecta, foi utilizado o rácio vapor/biomassa ( $W_{VG}$ ), que indica a quantidade de vapor utilizada como agente de gasificação por quilograma de biomassa. Este valor tem em conta a água que entra no combustível em forma de humidade, a água que entra como agente de gasificação e eventualmente em misturas de agentes de gasificação, a água que entra como humidade do ar. Não existe uma gama exacta recomendada pela bibliografia pelo que foi considerada uma gama alargada, de 0.3 a 2.0 kg H<sub>2</sub>O.kg B<sup>-1</sup><sub>bs</sub>. O cálculo da razão de equivalência é exemplificado na **Secção 4.4**.

Um aspecto também a ter em consideração é o facto do caudal de mistura de gasificação garantir a fluidização do leito. Este cálculo pode ser efectuado recorrendo à seguinte expressão:

$$\dot{G}_{m,G,u_{mf}} = u_{mf} \cdot A_s \cdot \rho_G \quad \text{Eq. 4-9}$$

Depois de se calcular o caudal de agente de gasificação que garante a condição de mínima fluidização do reator, dever-se-á comparar com o caudal de agente de gasificação fornecido:

$$\dot{G}_{m,G,fornecido} = W_G \cdot \dot{S}_B \quad \text{Eq. 4-10}$$

Este deverá ser superior ao caudal de mínima fluidização calculado. Caso a condição de fluidização que se quer manter seja de  $3 \cdot u_{mf}$ , a **Eq. 4-9**, deverá ser modificada para:

$$\dot{G}_{m,G,u_0} = 3 \cdot u_{mf} \cdot A_s \cdot \rho_G \quad \text{Eq. 4-11}$$

Assim, é assegurada a condição de fluidização pretendida.

Caso o caudal seja menor e a qualidade dos produtos compense, poderá ser utilizado azoto ( $N_2$ ), para actuar como gás de fluidização ou proceder-se à recirculação dos gases de combustão.

#### 4.1.4 PRODUTOS DE GASIFICAÇÃO

Para o efeito do funcionamento do programa VCS há ainda a necessidade de especificar um conjunto de espécies que constituem os produtos em equilíbrio; numa primeira aproximação pode considerar-se um conjunto mais alargado para depois numa fase subsequente retirar as espécies que não têm significado sob o ponto de vista da respectiva abundância.

Foram considerados para o balanço mássico oito compostos: hidrogénio ( $H_2$ ), monóxido de carbono (CO), azoto ( $N_2$ ), vapor de água ( $H_2O$ ), dióxido de carbono ( $CO_2$ ), metano ( $CH_4$ ), oxigénio ( $O_2$ ) e carbono sólido (C(s)). Tanto o  $H_2$  como o CO ou o  $CH_4$  são gases formados pela oxidação incompleta; o  $N_2$  é um dos componentes maioritários no caso da gasificação com ar atmosférico; o  $CO_2$  e  $H_2O$  são gases presentes devido à ocorrência de alguma oxidação completa e, no caso da  $H_2O$ , como reagente de entrada, na gasificação com vapor; considerou-se importante analisar o C(s) para perceber em que condição é o combustível sólido que gasifica totalmente e o  $O_2$  é um reagente que, da sua quantidade, depende a eficiência do processo de gasificação.

O programa dispõe de uma base de dados termodinâmicos relativos à entalpia e entropia específicas de um conjunto de espécies gasosas e sólidas em função da temperatura, compiladas a partir das denominadas tabelas de JANNAF (Stull & Prophet, 1971).

Neste balanço mássico não foram considerados os alcatrões formados, devido à sua complexidade e à inexistência de dados termodinâmicos para estes compostos. No entanto, reconhecendo a sua importância no processo, é-lhes dedicado a **Sub-secção 6.5.2**, onde são apresentadas medidas que podem ser implementadas no processo, para converter estes compostos e assim melhorar a qualidade do gás produzido.

Em Matos (1995), é possível encontrar uma descrição mais detalhada do funcionamento do programa.

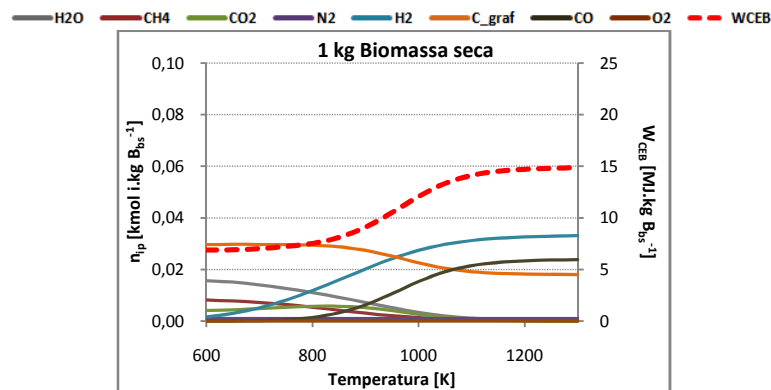
## 4.2 ANÁLISE DO BALANÇO MÁSSICO EFECTUADO AO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

No âmbito deste trabalho foi efectuado um estudo da composição dos produtos e do respectivo poder calorífico, em função da temperatura, biomassa utilizada e da presença de agente de gasificação, sendo que o interesse principal da gasificação é produzir hidrogénio, monóxido de carbono e hidrocarbonetos, ou seja, compostos com propriedades combustíveis.

Foram calculados os balanços mássicos para a biomassa cuja composição foi referida na **Secção 3.2**, mas variando o tipo e rácio de agente de gasificação utilizado e para uma gama de temperaturas, como já foi referido. Os gráficos construídos foram obtidos a partir do tratamento de dados dos valores fornecidos pelo programa, em folha Excel.

### 4.2.1 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA SECA SEM ADIÇÃO DE AGENTE DE GASIFICAÇÃO

Foi analisado, em primeiro lugar, a gasificação da biomassa seca, sem adicionar qualquer agente de gasificação, ou seja, apenas por acção da temperatura.



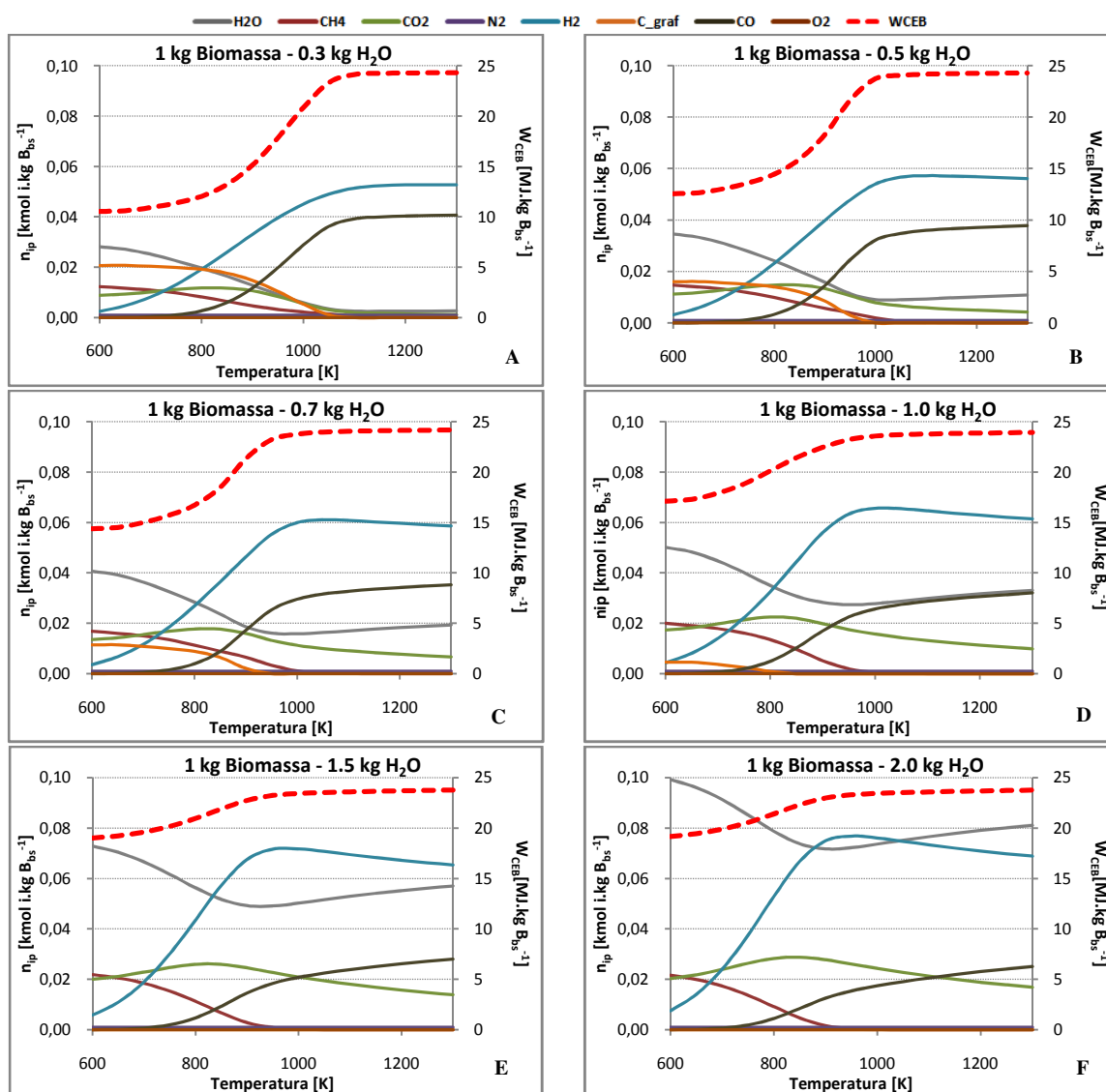
**Figura 4-1:** Variação na composição, em  $\text{kmol.i.kg B}_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em  $\text{MJ.kg B}_{bs}^{-1}$ , na gasificação do combustível sem agente de gasificação

É possível observar, na **Figura 4-1**, a produção de  $\text{H}_2$ , considerando apenas a quantidade de hidrogénio que entra na composição da biomassa. Verifica-se que, sem agente de gasificação, permanece uma quantidade de carbonizado que não é gasificado, mesmo a temperaturas elevadas, o que reduz a eficiência da conversão da biomassa.

#### 4.2.2 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM VAPOR DE ÁGUA

A biomassa contém, em média, apenas cerca de 6% em massa de hidrogénio e por si só não será uma fonte interessante deste composto. No entanto, algum hidrogénio extra pode ser acrescentado ao gás produzido, provindo da molécula de  $H_2O$ , se esta espécie for usada como agente de gasificação (Corella et al, 2008).

A adição de vapor de água produz um gás com um gás de médio poder calorífico. No entanto, como o calor necessário para a ocorrência das reacções de gasificação não é fornecido pela oxidação parcial do combustível, torna-se um processo altamente endotérmico (Franco et al, 2003). Na **Figura 4-2**, de A a F, pode-se comparar a composição do gás produzido, utilizando diferentes rácios de vapor de água. Deve-se ter em conta que os rácios de vapor de água indicados já incluem a humidade da biomassa.



**Figura 4-2:** A a F – Variação da composição, em kmol i.kg  $B_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg  $B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e rácios de vapor

A análise dos gráficos obtidos (**Figura 4-2**), utilizando o vapor de água como agente de gasificação, permite concluir que:

- a) Com o aumento da temperatura, a conversão do carbono sólido aumenta, aumentando também a formação de  $H_2$  e CO. Contudo, aumentando o  $W_{VG}$ , a temperatura a que o carbono sólido é completamente convertido, diminui, obtendo-se assim, maiores eficiências de conversão do sólido com maiores  $W_{VG}$ , para uma mesma temperatura;
- b) A produção de  $H_2$  e CO aumenta acentuadamente, durante a gasificação a temperaturas mais baixas, prevalecendo a reacção *water-gas* (**Eq. 1-10**), sendo que a partir de uma certa temperatura a produção de  $H_2$  mantém-se ou decresce ligeiramente e a de CO continua a aumentar ligeiramente sugerindo que, a temperaturas mais elevadas, há uma prevalência da reacção de *Boudouard* (**Eq. 1-9**) sobre a *water-gas*; a diferença acentuada de quantidade de  $H_2$  e CO pode ser explicada pelo facto do CO ser consumido na reacção *water-gas shift* para formar mais  $H_2$ ;
- c) Aumentando a quantidade de vapor introduzido, a quantidade de  $H_2$  aumenta visivelmente. No entanto, também se verifica que a conversão de  $H_2O$  vai diminuindo progressivamente, o que se torna numa importante perda energética;
- d) Verifica-se também que a quantidade de  $CO_2$  aumenta com a  $W_{VG}$ , sugerindo que, em situações de excesso de agente de gasificação, prevaleça a reacção *water-gas* secundária (**Eq. 1-11**); com o aumento da temperatura, a quantidade de  $CO_2$  vai diminuindo o que indica a ocorrência das reacções “*reforming*” que consomem  $CO_2$ ;
- e) O  $N_2$  não influencia em nenhum modo o gás produzido, encontrando-se apenas a quantidade que proveio da constituição da biomassa;
- f) No caso do  $CH_4$ , é formado a baixas temperaturas e de acordo com a reacção de metanação (**Eq. 1-12**). No entanto, com o aumento da temperatura, ocorrem as reacções de “*reforming*” (**Eq. 1-14 a Eq. 1-20**), o que provoca o consumo de metano aumentando o conteúdo em hidrogénio. Verifica-se também que, com o aumento do  $W_{VG}$ , a baixas temperaturas irá ser formado maiores quantidades de  $CH_4$ , e que a temperatura à qual o  $CH_4$  é completamente consumido vai diminuindo.

#### 4.2.3 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM OXIGÉNIO PURO

No caso da utilização de  $O_2$  puro como agente de gasificação, foram obtidos os resultados apresentados na **Figura 4-3**.

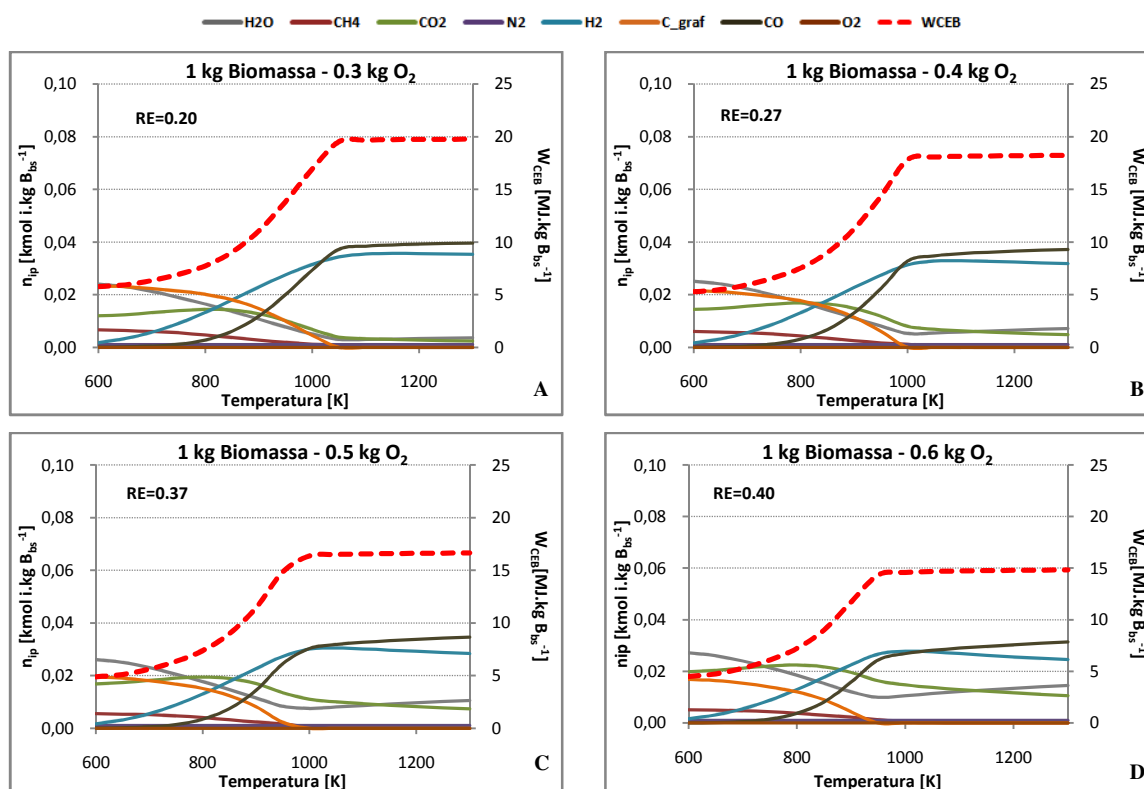


Figura 4-3: A a D – Variação da composição, em kmol i.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, variando a temperatura e rácios de O<sub>2</sub>

Analisando os gráficos anteriores, verifica-se que:

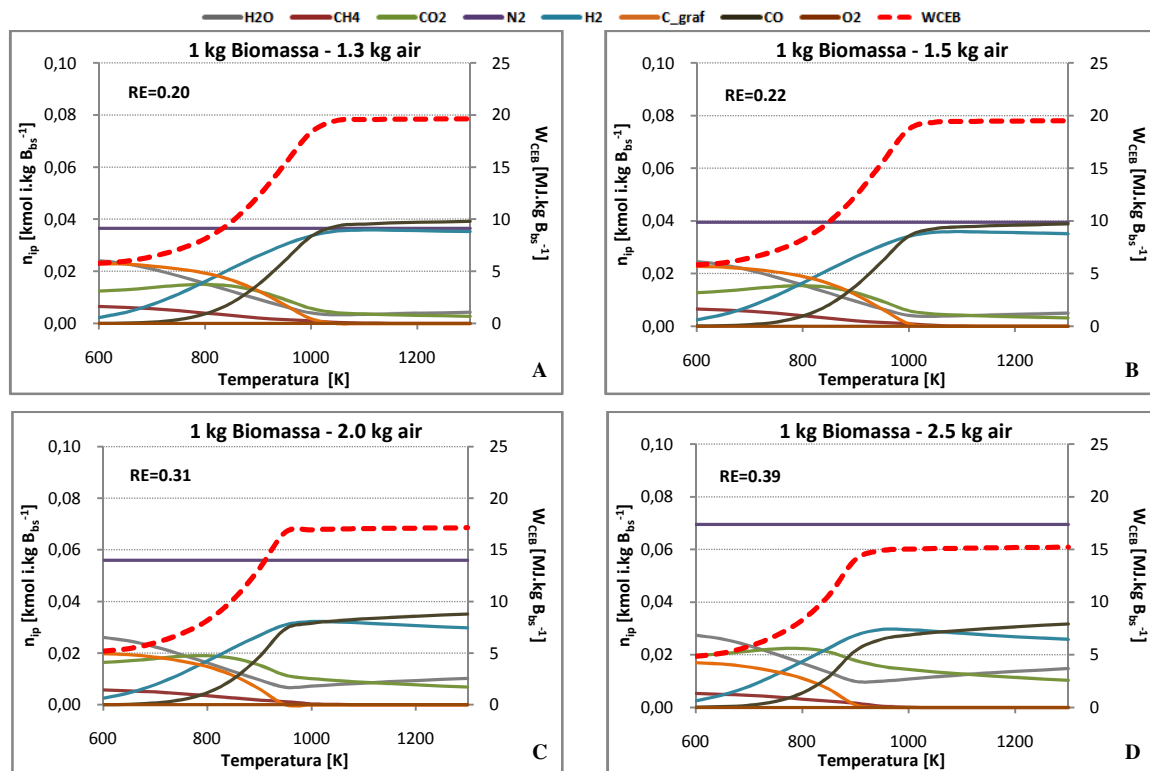
- A temperatura à qual o carbono sólido é completamente convertido diminui com o aumento da RE, aumentando assim, a eficiência de conversão de carbono;
- A RE afecta a temperatura de gasificação. Por um lado, RE elevadas causam degradação da qualidade do gás devido à maior ocorrência de reacções de oxidação. Por outro lado, RE elevadas, significa maior temperatura, o que pode acelerar a gasificação e melhorar a qualidade do gás até uma certa extensão (Lv et al, 2004). Como se pode verificar, com o aumento da RE, a quantidade máxima possível de obter de H<sub>2</sub> e CO, diminui, sendo que, no entanto, essas quantidades podem ser obtidas a uma temperatura mais baixa; esta situação provoca uma diminuição no conteúdo de gases com propriedades combustíveis e aumento no conteúdo de gases de oxidação completa, o que se reflecte a nível de qualidade do gás.
- O conteúdo em H<sub>2</sub> provém essencialmente da reacção de *water-gas* (Eq. 1-10) e o CO da reacção de oxidação (Eq. 1-8);
- O N<sub>2</sub> presente provém apenas da composição da biomassa e não influencia em nenhum modo o gás produzido;



- e) O  $\text{CH}_4$  aparece em menor quantidade e a temperaturas mais baixas, verificando-se novamente que, a temperaturas mais elevadas, a reacção de “*reforming*” com vapor (Eq. 1-14) se sobrepõe à de metanação (Eq. 1-12);
- f) É possível perceber, comparando com o balanço mássico da gasificação utilizando vapor como agente de gasificação, que os conteúdos do gás em compostos combustíveis são bastante superiores na gasificação com vapor do que na gasificação com  $\text{O}_2$ , devido, não só à presença deste composto como também à quantidade extra de hidrogénio que a gasificação com vapor introduz, fazendo com que os conteúdos em  $\text{H}_2$  sejam mais elevados.

#### 4.2.4 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM AR ATMOSFÉRICO

No caso da utilização de ar atmosférico, os gráficos obtidos foram os seguintes:



**Figura 4-4: A a D – Variação da composição, em kmol i.kg  $B_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg  $B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e rácios de ar atmosférico**

- a) A nível de teor dos diferentes gases combustíveis, não se verifica diferenças entre a gasificação com ar atmosférico ou com  $\text{O}_2$ ; no entanto, o facto de entrar uma grande quantidade de azoto vai provocar uma diluição no gás produzido. Essa diluição não é visível neste gráfico, uma vez que os resultados se encontram expressos por quilograma de biomassa. Contudo, essa diferença irá notar-se na análise ao volume de gás produzido.

#### 4.2.5 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM MISTURA DE VAPOR E OXIGÉNIO

Os conjuntos de gráficos seguintes mostram os resultados obtidos para misturas de vapor de água e oxigénio como agente de gasificação:

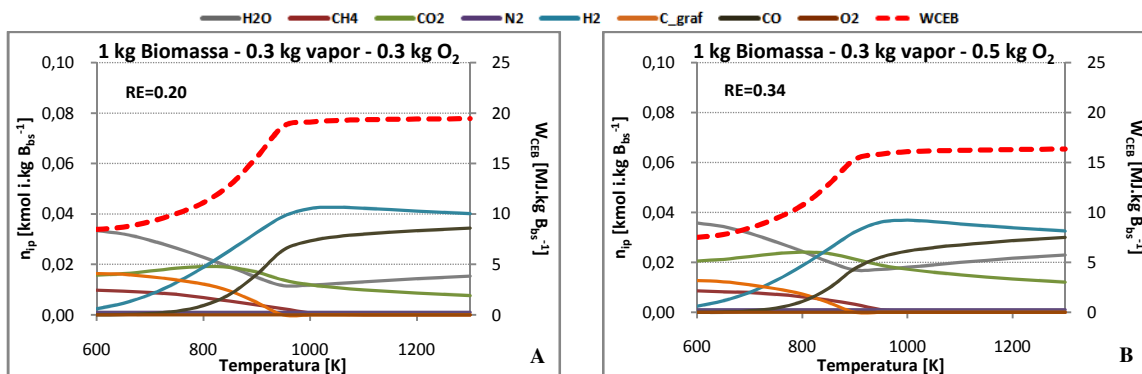


Figura 4-5: A e B – Variação da composição, em  $\text{kmol i.kg B}_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em  $\text{MJ.kg B}_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 0.3, variando a temperatura e rácio de  $O_2$

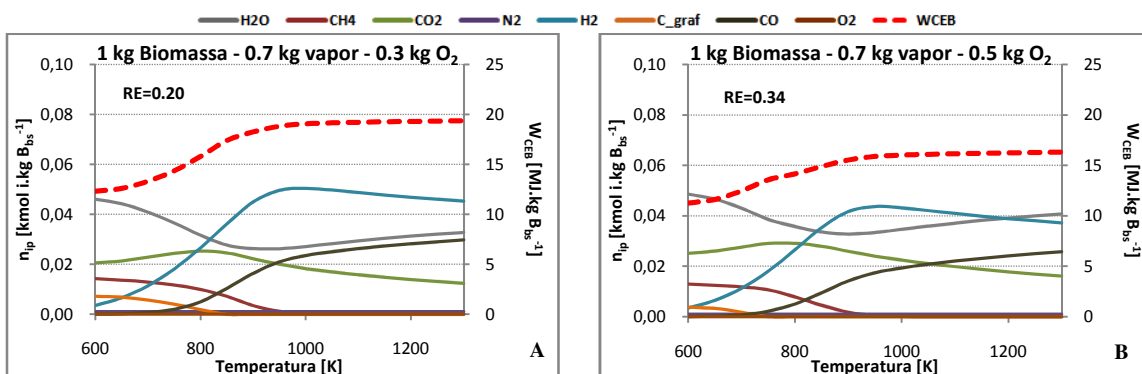


Figura 4-6: A e B – Variação da composição, em  $\text{kmol i.kg B}_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em  $\text{MJ.kg B}_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 0.7, variando a temperatura e rácio de  $O_2$

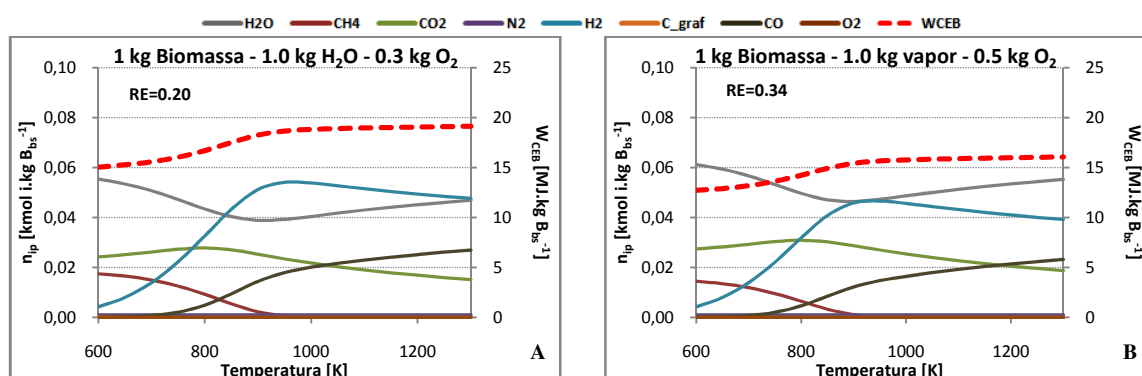


Figura 4-7: A e B – Variação da composição, em  $\text{kmol i.kg B}_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em  $\text{MJ.kg B}_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 1.0, variando a temperatura e rácio de  $O_2$

#### 4.2.6 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM MISTURA DE VAPOR E AR ATMOSFÉRICO

No caso da mistura vapor e ar atmosférico, tem-se:

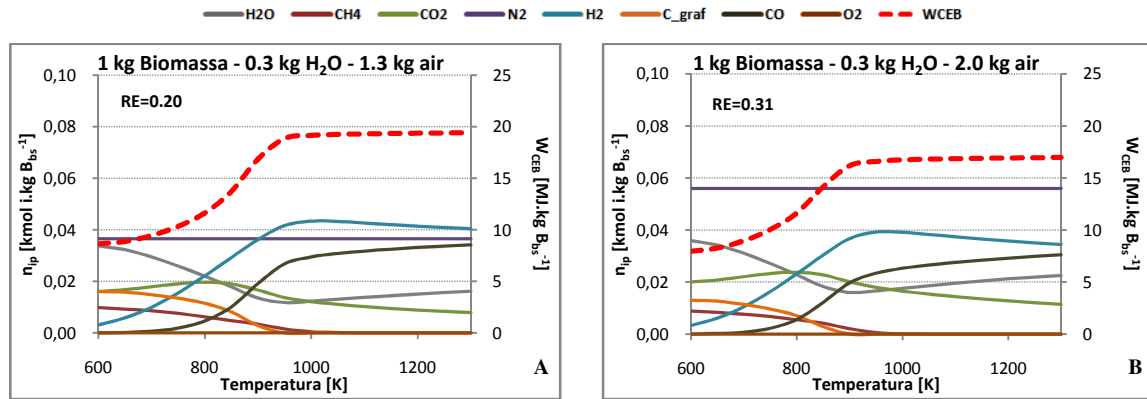


Figura 4-8: A e B – Variação da composição, em kmol i.kg  $B_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg  $B_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 0.3, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico

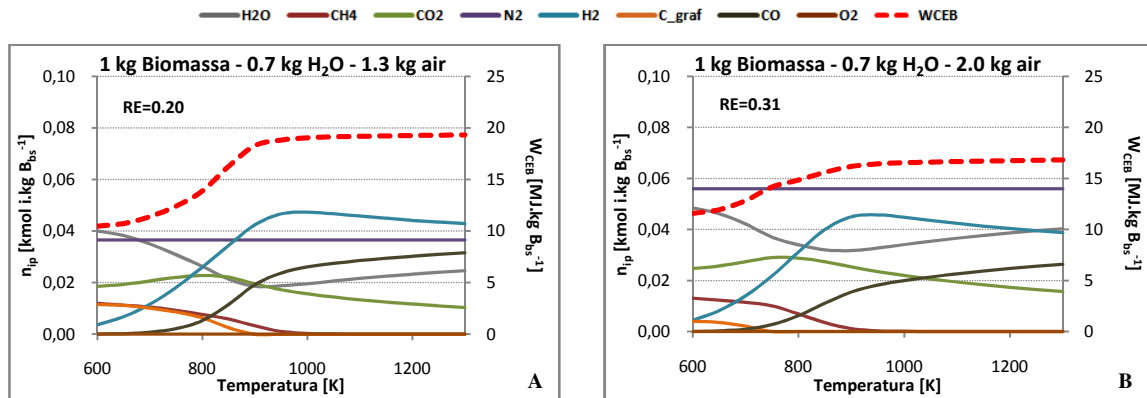


Figura 4-9: A e B – Variação da composição, em kmol i.kg  $B_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg  $B_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 0.7, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico

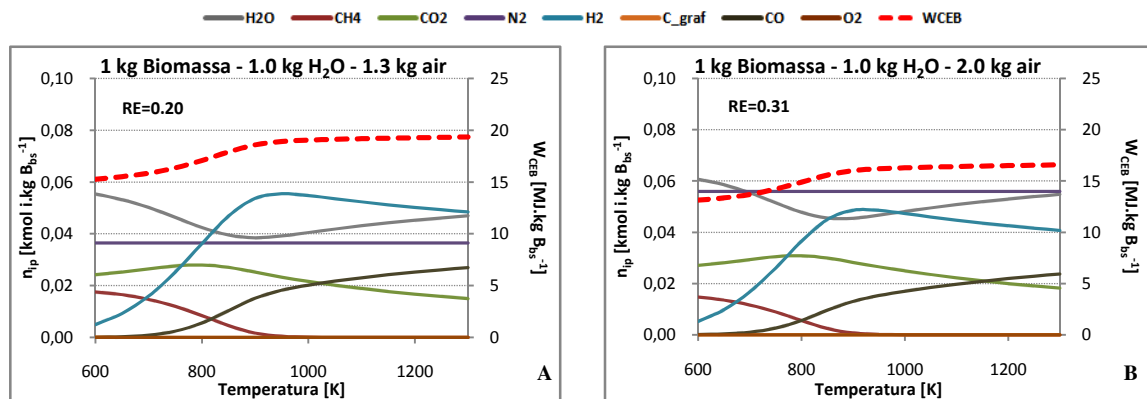


Figura 4-10: A e B – Variação da composição, em kmol i.kg  $B_{bs}^{-1}$ , e  $W_{CEB}$ , em MJ.kg  $B_{bs}^{-1}$ , para  $W_{VG}$  de 1.0, variando a temperatura e rácio de ar atmosférico

Analisando os resultados obtidos, pode-se observar que as figuras mostram uma conjugação de várias conclusões dos balanços anteriores, isto é:

- a) Com o aumento da RE, o conteúdo em produtos combustíveis diminui, aumentando, no entanto, os produtos de combustão completa, o que provoca uma diminuição da qualidade do gás; no caso da gasificação com vapor e ar atmosférico, aumentando a RE, também irá aumentar a quantidade de  $N_2$  que entra no processo, criando um efeito de diluição no gás;
- b) Com o aumento da  $W_{VG}$ , o conteúdo em  $H_2$  aumenta, apesar de também aumentar a quantidade de vapor que sai no produto gasoso sem ser convertido.

É necessário esclarecer que, apesar da gasificação com ar ou  $O_2$ , provocar uma alteração na composição do gás e da conversão energética associada, a verdade é que pode ter vantagens a nível energético, uma vez que a oxidação parcial do combustível iria fornecer parte da energia necessária para que ocorram as reacções de gasificação. Este assunto será abordado mais pormenorizadamente no capítulo seguinte.

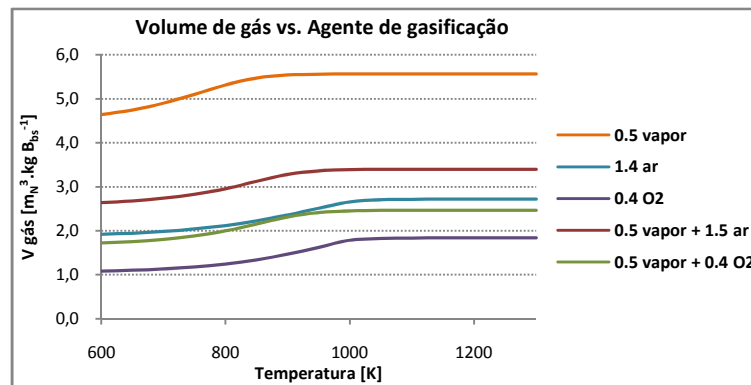
#### 4.2.7 VOLUME DE GÁS PRODUZIDO

Para analisar a quantidade de gás produzido, são comparados na **Figura 4-11** e **Figura 4-12**, alguns valores obtidos. A metodologia deste cálculo encontra-se na **Tabela 4-3**.

**Tabela 4-3: Fórmulas de cálculo do volume de gás produzido, por quilograma de biomassa em base seca**

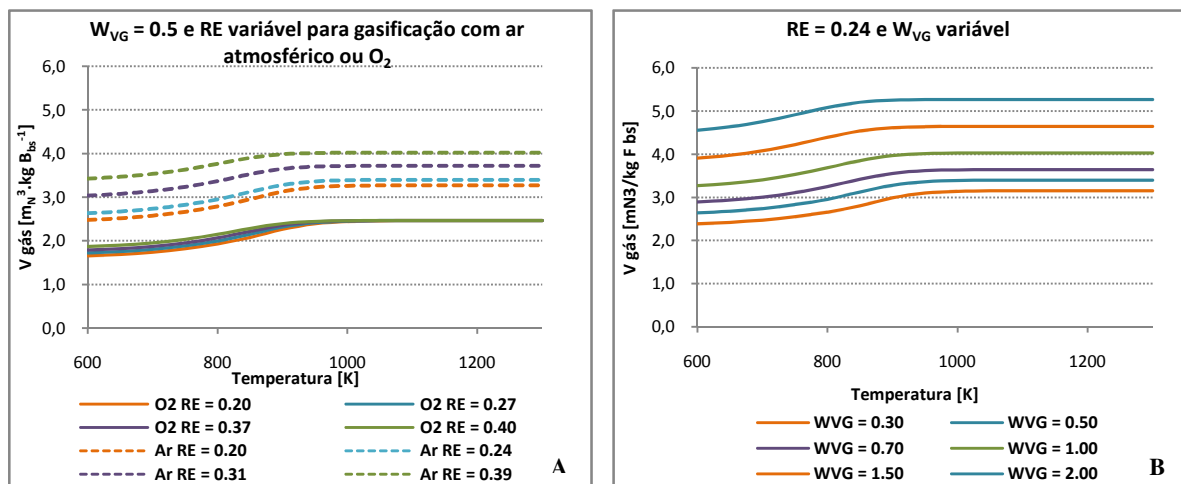
| Volume da mistura em condições PTN  |          |
|---|----------|
| $V_m \left[ \frac{m_N^3}{kg B_{bs}} \right] = \frac{R \cdot T \cdot n_t}{P}$    | Eq. 4-12 |
| Com:  |          |
| <b>Razão molar de gases húmidos produzidos por quilograma de biomassa</b>       |          |
| $n_t \left[ \frac{kmol \text{ gases}}{kg B_{bs}} \right] = \sum_{i=1}^m n_{ip}$ | Eq. 4-13 |
| $P = 1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$  |          |
| $R = 8314 \text{ J} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$                 |          |
| $T^0 = 273 \text{ K}$   |          |

No gráfico seguinte, é apenas mostrado um exemplo representativo de cada tipo de agente de gasificação, uma vez que os restantes mantêm a mesma tendência.



**Figura 4-11: Variação do volume de gás produzido, em  $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e o tipo de agente de gasificação**

Verifica-se que a gasificação com vapor produz a maior quantidade de gás, devendo-se ao facto dos valores se referirem ao gás tal e qual como sai do sistema, isto é, neste caso, o gás de saída vai incluir o vapor que não foi convertido, fazendo com que o volume de gás aumente. O volume de gás aumenta com a temperatura, o que pode ter várias explicações, como refere Franco et al (2003): (1) o facto de existir maior produção de gases na fase inicial da pirólise, cuja taxa é maior a temperaturas mais elevadas, (2) as reacções endotérmicas de gasificação do carbonizado tem maior probabilidade de ocorrer a temperaturas mais elevadas e (3) o aumento do teor gasoso resultando das reacções de “*reforming*”.



**Figura 4-12: A – Comparação do volume de gás produzido, em  $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e gasificação com ar ou  $O_2$ ; B – Comparação do volume de gás produzido, em  $m_N^3.kg B_{bs}^{-1}$ , variando a temperatura e  $W_{VG}$ , com RE 0.24**

Analisando a **Figura 4-12**, observa-se que existe uma diferença de volume de gás produzido usando ar atmosférico ou  $O_2$  puro como agente de gasificação. Essa diferença pode ser causada pela humidade no ar atmosférico, que introduz hidrogénio extra para ser convertido, sendo que, no

entanto esta quantidade deverá ser muito pequena, não devendo ter grande influência, ou então, causada pelo volume de  $N_2$  que o ar atmosférico transporta.

#### 4.2.8 CONVERSÃO ENERGÉTICA DA BIOMASSA

Sendo a motivação da gasificação a produção de gases com interesse energético, os indicadores que avaliam esse interesse estão relacionados com a natureza e abundância desses gases na mistura, e com o poder calorífico dessa mistura, ou ainda com a eficiência energética da conversão no gasificador ou a eficiência global do processo (combustão + gasificação).

A informação disponível respeita à composição molar dos produtos por unidade de massa de biomassa,  $n_{ip}$  ( $\text{kmol i.kg B}_{bs}^{-1}$ ).

A composição molar da mistura é então dada em base tal e qual por:

$$y'_i = \frac{n_{ip}}{\sum_i n_{ip}} \quad i = \text{CO}_2, \text{CO}, \text{H}_2, \text{H}_2\text{O}, \text{CH}_4, \text{N}_2, \text{O}_2 \quad \text{Eq. 4-14}$$

podendo ser expressa em base seca (sem vapor de água) por:

$$y_i = \frac{n_{ip}}{\sum_i n_{ip}} \quad i = \text{CO}_2, \text{CO}, \text{H}_2, \text{O}_2, \text{CH}_4, \text{N}_2 \quad \text{Eq. 4-15}$$

O poder calorífico da mistura obtida do processo de gasificação em base seca,  $\text{PCI}_G$ , é dado por:

$$\text{PCI}_G \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg Gás}_{bs}} \right] = \frac{\sum y_i M_i \text{PCI}_i}{\sum y_i M_i} \quad \text{Eq. 4-16}$$

podendo ser expresso em base tal e qual:

$$\text{PCI}'_G \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg Gás}_{btq}} \right] = \frac{\sum y'_i M_i \text{PCI}_i}{\sum y'_i M_i} \quad \text{Eq. 4-17}$$

O rácio de conversão energética da biomassa em gás no gasificador pode ser expresso por:

$$W_{CEB} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = \sum n_{ip} M_i \text{PCI}_i \quad \text{Eq. 4-18}$$

O rácio de utilização/conversão energética da biomassa em gás relativa ao conjunto gasificação e combustão

$$W_{CEBT} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = \frac{\sum n_{ip} M_i \text{PCI}_i}{1 + W_{CG}} \quad \text{Eq. 4-19}$$

em que  $W_{CG}$  é o rácio necessário de biomassa usada no combustor para fornecer a energia necessária ao gasificador:

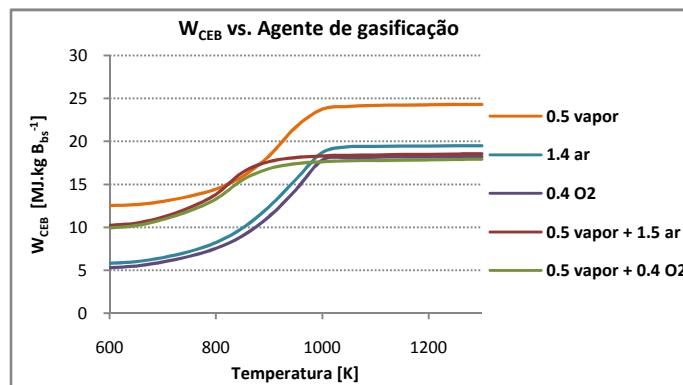
$$\frac{1}{W_{CG}} = \frac{\Delta h_{\text{util combust\~ao}}}{\Delta h_{\text{util necess\'aria gasifica\~ao}}} \quad \text{Eq. 4-20}$$

Na **Tabela 4-4** encontram-se os valores de PCI de algumas esp\'ecies qu\'imicas presentes no g\'as.

**Tabela 4-4: Valores de PCI, em MJ.kg<sup>-1</sup>, de algumas esp\'ecies qu\'imicas presentes no g\'as \`a temperatura de refer\~encia (T<sup>0</sup>=298K)**

| PCI <sub>i</sub>                       |                                       |  |                           |
|--|---------------------------------------|--|---------------------------|
| CH <sub>4</sub>                        | H <sub>2</sub>                        | C <sub>graf</sub>                        | CO                        |
| [MJ.kg CH <sub>4</sub> <sup>-1</sup> ] | [MJ.kg H <sub>2</sub> <sup>-1</sup> ] | [MJ.kg C <sub>graf</sub> <sup>-1</sup> ] | [MJ.kg CO <sup>-1</sup> ] |
| 50.146                                 | 120.915                               | 32.800                                   | 10.107                    |

No gr\'afico seguinte \`e mostrado a varia\~ao do r\'acio de convers\~ao energ\'etica da biomassa (W<sub>CEB</sub>) em g\'as produzido com um exemplo representativo dos diferentes tipos de agentes de gasifica\~ao.

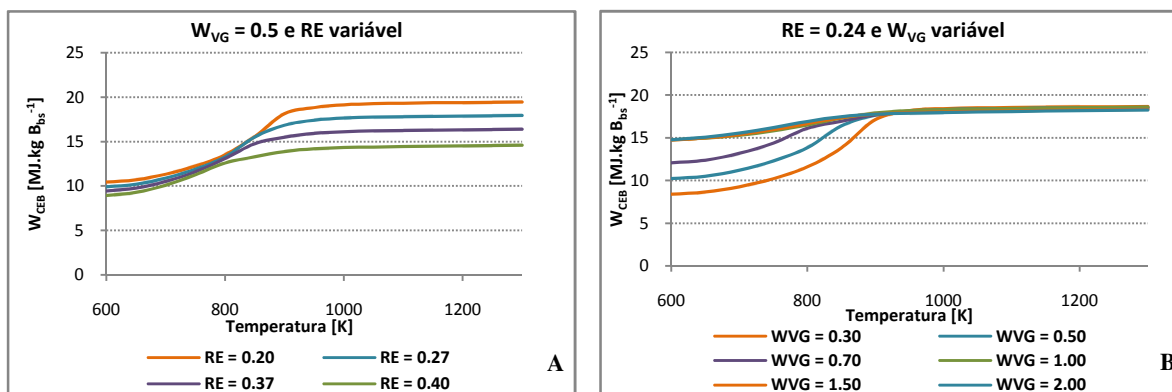


**Figura 4-13: Varia\~ao do W<sub>CEB</sub>, em MJ.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, com os diferentes tipos de agentes de gasifica\~ao**

Verifica-se uma clara diferen\~ca de valores obtidos para a convers\~ao energ\'etica da biomassa, mediante os diferentes agentes de gasifica\~ao. Enquanto que utilizando vapor de \`agua, o rendimento energ\'etico do g\'as \`e claramente melhorado, atingindo um m\'aximo de 25 MJ.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, j\'a com ar atmosf\'erico e O<sub>2</sub> puro, \`e menor, devido \`a ocorr\~encia das reac\~oes de oxida\~ao que formam produtos de oxida\~ao completa, e por isso, sem poder calor\'ifico. Se for utilizada uma mistura como agente de gasifica\~ao, o m\'aximo rendimento energ\'etico poss\'ivel de obter \`e menor do que se fosse utilizado vapor, sendo contudo, atingido a temperaturas menores, a partir dos 850 K.

A estabiliza\~ao deste valor a temperaturas mais elevadas sugere que, devido \`as caracter\'isticas da composi\~ao da biomassa utilizada, o W<sub>CEB</sub> m\'aximo que se pode obter \`e 25 MJ.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, mesmo variando o tipo e quantidade de agente de gasifica\~ao. Caso se desejasse obter valores superiores deveria utilizar-se biomassa com maior conte\'udo em carbono ou proceder-se \`a co-gasifica\~ao de biomassa com outro combust\'ivel rico em carbono.

Nos gráficos seguintes pode-se observar a influência da RE,  $W_{VG}$  e temperatura no rendimento energético do gás produzido.



**Figura 4-14: A – Variação do  $W_{CEB}$ , em  $MJ.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e RE, à  $W_{VG}$  constante; B – Variação do  $W_{CEB}$ , em  $MJ.kg B_{bs}^{-1}$ , com a temperatura e  $W_{VG}$ , à RE constante**

Da análise dos gráficos verifica-se que a RE e o  $W_{VG}$  influenciam inversamente o  $W_{CEB}$ . Enquanto que no gráfico A, é claro que, quanto maior for a RE, menor será a conversão energética da biomassa, já no gráfico B, quanto maior a  $W_{VG}$ , maior será o rácio  $W_{CEB}$ . Analisando as temperaturas, no gráfico A, a estabilização do  $W_{CEB}$  dá-se sensivelmente à mesma temperatura, enquanto que no gráfico B, quanto maior for a  $W_{VG}$ , menor será a temperatura à qual atinge o valor máximo. Verifica-se diferenças na conversão energética já que variando a RE, o  $W_{CEB}$  irá ser diferente e variando a  $W_{VG}$ , o  $W_{CEB}$  a partir de uma certa temperatura não varia.

### 4.3 CONCLUSÕES DO BALANÇO MÁSSICO AO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

Como foi referido, o objectivo do balanço mássico consiste em restringir, dentro das condições operatórias testadas, quais as que são mais adequadas, do ponto de vista da composição dos produtos, para alcançar o objectivo do trabalho, que é a produção de um gás com propriedades combustíveis. Essas condições seleccionadas serão alvo de um balanço energético, para a determinação das condições operatórias ideais para a produção de um gás com rendimento energético elevado. Assim, depois da análise aos resultados obtidos pelo balanço mássico, conclui-se que:

- Os resultados até agora parecem sugerir que, após uma certa temperatura, o valor do  $W_{CEB}$  estabiliza, provavelmente devido ao teor em carbono da biomassa. Esta temperatura favorece também a conversão de carbono e o teor em gás dos produtos. Assim, não é



necessário desperdiçar energia ao subir a temperatura de gasificação. A gama de temperaturas de gasificação foi restringida a 950 – 1200 K.

- b) Em relação ao rácio de agente de gasificação, foram considerados apenas os que produzem um gás com  $W_{CEB}$  superior ao PCI da biomassa, ou seja, superior a 17.5 MJ.kg B<sup>-1</sup><sub>bs</sub>. Na **Tabela 4-5** pode-se verificar quais os rácios de agente de gasificação que verificam esta condição.

**Tabela 4-5: Rácios de agente de gasificação testados, que produzem um produto gasoso com  $W_{CEB}$  superior ao da biomassa utilizada no processo**

| Agente de gasificação com um componente  |       |   |     |   |     |
|--|-------|---|-----|---|-----|
| $W_{OB}$ [kg O <sub>2</sub> .kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-3: A a D) |       | $W_{VB}$ [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-2: A a F) |     | $W_{AB}$ [kg ar.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]<br>(Figura 4-4: A a D) |     |
|  |       | 0.3 ✓   |     |   |     |
|  | 0.3 ✓ | 0.5 ✓   |     | 1.3 ✓   |     |
|  | 0.4 ✓ | 0.7 ✓   |     | 1.5 ✓   |     |
|  | 0.5 ✗ | 1.0 ✓   |     | 2.0 ✓   |     |
|  | 0.6 ✗ | 1.5 ✓   |     | 2.5 ✗   |     |
|  |       | 2.0 ✓   |     |   |     |
| Agente de gasificação com dois componentes   |       |   |     |   |     |
|  |       | $O_2$ [kg O <sub>2</sub> .kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]                            |     | Ar Atmosférico [kg ar.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]                  |     |
|  |       | 0.3   | 0.5 | 1.3   | 2.0 |
| $H_2O$<br>[kg<br>H <sub>2</sub> O.kg<br>B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ]                | 0.3   | ✓   | ✗   | ✓   | ✓   |
|  | 0.7   | ✓   | ✗   | ✓   | ✓   |
|  | 1.0   | ✓   | ✗   | ✓   | ✓   |

A partir destas condições irá proceder-se ao balanço energético para assim determinar quais as condições operatórias ideais para o cumprimento do objectivo.

#### 4.4 BALANÇO MÁSSICO AO PROCESSO DE COMBUSTÃO

O balanço mássico a um sistema de combustão é mais directo e simples do que a um sistema de gasificação. É necessário proceder-se a este cálculo para que, mais adiante, seja possível determinar o balanço energético ao sistema de combustão. O cálculo do balanço mássico compreende o cálculo das necessidades estequiométricas e actuais de comburente e o balanço mássico propriamente dito.

O comburente utilizado é o oxigénio, mas em mistura com o N<sub>2</sub>, ou seja ar atmosférico. A razão mássica de vapor do ar atmosférico é dada por  $W_{VA}$ .

Para o cálculo das necessidades estequiométricas e actuais de comburente, temos:

**Tabela 4-6: Necessidades de oxidante à combustão**

**$W_{s,a}$  – Necessidade estequiométrica de oxigénio**

$$W_{s,a} \left[ \frac{\text{kg O}_2 \text{ esteq}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = 32 \left( \sum \left( \frac{Y_{s,j} \cdot W_{jB}}{M_j} \right) - \frac{W_{OB}}{32} \right) \quad \text{com } Y_{s,j} = \begin{cases} Y_{s,C} = 1 \\ Y_{s,H} = 0.25 \\ Y_{s,S} = 1 \end{cases} \quad \text{Eq. 4-21}$$

**$W_{s,A}$  – Necessidade estequiométrica de ar**

$$W_{s,A} \left[ \frac{\text{kg ar esteq}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = W_{s,a} \left( 1 + 3.76 \frac{M_{N_2}}{M_{O_2}} + 7.63 \cdot W_{VA} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{O_2}} \right) \quad \text{Eq. 4-22}$$

**$W_{a,a}$  – Necessidade actual de oxigénio**

$$W_{a,a} \left[ \frac{\text{kg O}_2 \text{ actual}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = W_{s,a} \left( \frac{z}{100} + 1 \right) \quad \text{Eq. 4-23}$$

**$W_{a,A}$  – Necessidade actual de ar**

$$W_{a,A} \left[ \frac{\text{kg ar actual}}{\text{kg B}_{bs}} \right] = W_{a,a} \left( \frac{M_A}{Y_{O_2,A} \cdot M_{O_2}} \right) \quad \text{Eq. 4-24}$$

**Caudal mássico de ar de combustão**

$$\dot{G}_{m,A,c} \left[ \frac{\text{kg ar combustão}}{s} \right] = \dot{S}_B \cdot W_{a,A} \quad \text{Eq. 4-25}$$

**Caudal volumétrico de ar de combustão em condições normais**

$$\dot{G}_{v,A,c} \left[ \frac{\text{m}^3 \text{ ar combustão}}{s} \right] = \frac{\dot{G}_{m,A,c} \cdot R \cdot T}{M_A \cdot P} \quad \text{Eq. 4-26}$$

**Razão de equivalência**

$$RE = \frac{W_{a,a}}{W_{s,a}} = \frac{W_{a,A}}{W_{s,A}} \quad \text{Eq. 4-27}$$

As equações de balanço mássico à combustão são:

**Tabela 4-7: Balanço mássico à combustão**

**Balanço ao carbono**

$$\frac{w_{CB}}{12} = n_{CO_2} + \frac{w_{CV}W_{VB} + w_{CE}W_{EB}}{12} \quad \text{Eq. 4-28}$$

**Balanço ao hidrogénio**

$$\frac{w_{HB}}{2} + \frac{W_{WB}}{18} + \frac{W_{a,a}}{32} W_{VA} (7.66) = n_{H_2O} \quad \text{Eq. 4-29}$$

**Balanço ao azoto**

$$\frac{w_{NB}}{28} + \frac{W_{a,a}}{32} (3.76) = n_{N_2} \quad \text{Eq. 4-30}$$

**Balanço ao enxofre**

$$\frac{w_{SB}}{32} = n_{SO_2} \quad \text{Eq. 4-31}$$

**Balanço ao oxigénio**

$$\frac{w_{OB}}{32} + 0.5 \frac{W_{WB}}{18} + \frac{W_{a,a}}{32} [1 + 0.5 W_{VA} (7.66)] = n_{CO_2} + \frac{n_{H_2O}}{2} + n_{O_2} + n_{SO_2} \quad \text{Eq. 4-32}$$

**Balanço às cinzas**

$$w_{ZB} = w_{ZV}W_{VB} + w_{ZE}W_{EB} \quad \text{Eq. 4-33}$$

Para efeitos de balanço mássico ao processo de combustão, considerou-se:

- O combustível é biomassa seca, a 25°C;
- Como agente de combustão é utilizado ar, a 25°C e  $W_{VA}$  igual a 0.01 kg H<sub>2</sub>O.kg ar seco<sup>-1</sup>;
- Considerou-se um excesso de ar, z, de 50%;
- A eficiência de conversão do carbono é de 95%;

- e) É considerado que 10% de produtos sólidos estão presentes como resíduos volantes, e 90% estão presentes como escórias;
- f) Considera-se que o teor de carbono dos resíduos volantes é de 10%;
- g) Não se considera a formação de produtos gasosos de combustão incompleta ( $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ , etc.);
- h) Considerou-se que o caudal de ar é distribuído da seguinte forma: 70% ar primário e 30% ar secundário.

Os valores obtidos para as necessidades de oxidante encontram-se na **Tabela 4-8**:

**Tabela 4-8: Necessidades estequiométrica e actual de ar de combustão**

|                      | $[m^3_{N,kg B_{bs}}^{-1}]$ |                    |
|----------------------|----------------------------|--------------------|
| $W_{s,A}$            | 4.978                      |                    |
| $W_{a,A}$            | 7.467                      |                    |
|                      | $[m^3_{N,s}^{-1}]$         | $[m^3_{N,h}^{-1}]$ |
| $W_{a,A}$            | 0.00851                    | 30.63              |
| <b>Ar primário</b>   | 0.00596                    | 21.44              |
| <b>Ar secundário</b> | 0.00255                    | 9.19               |

Estes valores serão necessários em cálculos mais à frente, nomeadamente na **Secção 6.1**, referente à recirculação de sólidos. Os resultados do balanço mássico encontram-se na **Tabela 4-9**.

**Tabela 4-9: Balanço mássico ao processo de combustão**

| Produtos de combustão na fase gasosa |                                | $n_t$  | $V_m$                            |
|--------------------------------------|--------------------------------|--|----------------------------------|
|                                      | [kmol gases.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | [kmol gases.kg $B_{bs}^{-1}$ ]                 | [ $m_N^3$ gás.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |
| $n_{CO_2}$                           | 0.03943                        | 0.3716   | 8.327                            |
| $n_{H_2O}$                           | 0.04432                        |  |                                  |
| $n_{O_2}$                            | 0.02526                        |  |                                  |
| $n_{N_2}$                            | 0.26263                        |  |                                  |
| $W_{vB}$                             | 0.00499                        | [kg volantes <sub>bs</sub> .kg $B_{bs}^{-1}$ ] |                                  |
| $W_{eB}$                             | 0.04491                        | [kg escórias <sub>bs</sub> .kg $B_{bs}^{-1}$ ] |                                  |

Estes valores serão utilizados no balanço energético, realizado na **Secção 5.5**.

## 5 BALANÇO ENERGÉTICO

O balanço energético de um processo termoquímico traduz o princípio geral de conservação de energia num reator, evoluindo a pressão constante, em que se desprezam geralmente os termos correspondentes à variação de energia cinética, potencial e de mistura. Assim, em estado estacionário, tem-se:

$$\left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{do} \\ \text{combustível} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{do agente de} \\ \text{gasificação} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{dos gases de} \\ \text{gasificação} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{do resíduo} \\ \text{oxidado} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{perdida} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{energia} \\ \text{aproveitada} \end{array} \right) \quad \text{Eq. 5-1}$$

A função termodinâmica de estado mais adequada para exprimir o princípio da conservação de energia de um sistema aberto, a pressão constante, é a entalpia.

O balanço energético consiste fundamentalmente no cálculo da grandeza das várias formas energéticas presentes ligadas a todos os intervenientes materiais, pelo que necessita de que o balanço mássico seja efectuado em primeiro lugar. As várias formas energéticas incluem os seguintes termos:

- Calor sensível inerente a todos os intervenientes materiais;
- Calor latente de vaporização;
- Calor da reacção de oxidação dos vários componentes combustíveis;
- Calor aproveitado (ou energia útil);
- Calor perdido por convecção e radiação através das paredes exteriores do reator.

Neste capítulo, irá ser efectuado um balanço energético aos processos de gasificação e combustão. De acordo com os resultados obtidos, será avaliada a necessidade de complementar o fornecimento de energia do funcionamento do LFC e aproveitamento do calor sensível dos gases de saída. Também será feita uma avaliação das necessidades de energia útil do gasificador e das disponibilidades de energia útil do combustor, nas condições de operação estipuladas para cada caso, e fazer uma avaliação da eficiência da conversão energética para cada caso.

A metodologia de cálculo do balanço energético é idêntica, quer para o processo de combustão quer para o de gasificação.

O balanço energético a um sistema termoquímico pode ser traduzido na seguinte equação:

$$\Delta H_{\text{reagentes}} = \Delta H_{\text{produtos}} + \Delta H_{\text{util}} + \Delta H_{\text{perdido}} \quad \text{Eq. 5-2}$$

A energia associada aos reagentes e produtos inclui o calor sensível (energia térmica acumulada na massa material), calor latente (energia térmica posta em jogo quando uma substância muda de fase) e calor de reacção (energia posta em causa na reacção de oxidação).

A energia útil refere-se à energia que se consegue retirar na forma de calor. A energia perdida refere-se à energia que se dissipa, por condução, convecção e radiação através do isolamento. Este valor depende do tipo de isolamento térmico e da sua condutividade, do tipo de sistema termoquímico, da operação e estado de conservação da instalação. Geralmente adopta-se para as perdas um valor de 5% da energia total de entrada, podendo, no entanto, ser estimada, como se irá ver na **Secção 5.3**.

## 5.1 ENERGIA DOS REAGENTES

A energia associada aos reagentes tem de ter em conta a contribuição do combustível, da humidade presente na mistura, quer esteja presente no combustível, quer no agente de gasificação, na forma de calor sensível, latente e de reacção.

O calor sensível dos reagentes refere-se à energia transportada pelo combustível e agente de gasificação em relação à temperatura de referência,  $T^0$ , ou seja:

$$\begin{aligned} \Delta h_{s, \text{reag}} = & (1 \cdot c_{pB} + W_{WB} \cdot \bar{c}_{pW}) \cdot (T_B - T^0) \\ & + W_{a,a} \cdot (\bar{c}_{pO_2} + 3.31 \bar{c}_{pN_2} + 4.31 W_{VA} \cdot \bar{c}_{pH_2O(g)}) \cdot (T_A - T^0) \\ & + (W_{VG} \cdot \bar{c}_{pW}) \cdot (T_V - T^0) + W_{OB} \bar{c}_{pO_2} (T_O - T^0) \end{aligned} \quad \text{Eq. 5-3}$$

Com:

$$W_{a,a} \left[ \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg B}_{bs}} \right] = W_{AG} \cdot Y_{O_2A} \cdot M_{O_2} \cdot \frac{1}{M_A} \quad \text{Eq. 5-4}$$

Os coeficientes de regressão para cálculo da capacidade calorífica média dos gases são apresentados no **Anexo B**.

O calor latente dos reagentes refere-se à quantidade de energia necessária para evaporar a água líquida transportada pelo combustível sólido sob a forma de humidade e a água líquida adicionada como agente de gasificação, referida à temperatura de referência  $T^0$ , dado por:

$$\Delta h_{l, \text{reag}} = h_{WV, T^0} \cdot (W_{WB} + W_{VG}) \quad \text{Eq. 5-5}$$

com:

$$h_{WV, T^0} = -2.44 \left[ \frac{\text{MJ}}{\text{kg H}_2\text{O}} \right]$$

O calor de reacção dos reagentes refere-se ao calor de oxidação do combustível, ou seja, do PCI do combustível, como mostra a equação seguinte:

$$\Delta h_{r, \text{reag}} = \text{PCI}_{\text{Biomassa}} \quad \text{Eq. 5-6}$$

## 5.2 ENERGIA DOS PRODUTOS

Tal como no cálculo da energia dos reagentes, a energia associada aos produtos também tem em conta o calor sensível, latente e de reacção. Assim, o calor sensível associado aos produtos de oxidação é dado por:

$$\Delta h_{s, \text{prod}} = \left( \sum_i n_{ip} \cdot M_{ip} \cdot \overline{c_{p,ip}} \right) \cdot (T_p - T^0) \quad \text{Eq. 5-7}$$

$$i = \text{H}_2, \text{CO}, \text{CH}_4, \text{C}_{\text{graf}}, \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O}, \text{N}_2, \text{O}_2$$

em que  $n_{ip}$  resultam do balanço mássico. A temperatura dos produtos ( $T_p$ ) depende da finalidade do processo e da eficiência do sistema de recuperação de energia.

Considera-se que a condensação deve ser evitada numa instalação deste tipo, para que não haja condições que favoreçam a corrosão de tubagens e refractários, considerando-se assim, a energia associada à água líquida produzida igual a 0.

$$\Delta h_{l, \text{prod}} = 0 \quad \text{Eq. 5-8}$$

O calor de reacção dos produtos diz respeito ao calor de combustão dos produtos do processo, isto é o calor de reacção dos produtos combustíveis (gases e sólidos), determinados nas condições de referência, isto é a  $T^0$ :

$$\Delta h_{r, \text{prod}} = \text{PCI}_p = \sum_i n_{ip} \cdot M_{ip} \cdot \text{PCI}_{ip, T^0} \quad \text{Eq. 5-9}$$

$$i = \text{H}_2, \text{CO}, \text{CH}_4, \text{C}_{\text{graf}}$$

## 5.3 PERDAS DE ENERGIA

A magnitude da transferência de calor e a localização das superfícies caloríficas num sistema é muito importante para poder maximizar a eficiência térmica. Assim, no dimensionamento de um LF, deve-se ter em atenção ao mecanismo de transferência de calor. Em LF podem-se identificar vários modos de transferência envolvendo o gás, partículas, as paredes do reactor e permutadores de calor.

Nesta secção irá fazer-se uma análise ao processo de transferência de calor e aplicar a um reactor LF a operar e regime borbulhante. Este capítulo torna-se muito importante para a determinação da configuração do sistema RLFC + RLFG. As correlações apresentadas foram utilizadas num

programa em linguagem FORTRAN, M47, compilado por Matos (1995), para cálculo da transferência de calor em leitos fluidizados e das perdas associadas à sua operação.

### 5.3.1 PROCESSOS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM LEITOS FLUIDIZADOS

A transferência de calor é entendida como uma quantidade de energia em trânsito devido a um gradiente de temperatura (Incropera & Witt, 1985). Existem três modos de transferência de calor: condução, convecção e radiação. A importância relativa de cada modo depende do comportamento geral do leito (Howard, 1989).

A condução pode ser definida como sendo a transferência de energia das partículas mais energéticas para as menos energéticas devido a interações entre elas e é definida pela Lei de Fourier:

$$\frac{q_{\text{condução}}}{A} \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right] = -k \frac{dT}{dx} \quad \text{Eq. 5-10}$$

sendo  $\frac{dT}{dx}$  é o gradiente de temperatura na direcção x, em  $\left[ \frac{\text{K}}{\text{m}} \right]$ . A condutividade térmica (k) é uma propriedade do meio condutor e é fundamentalmente uma função da temperatura, encontrando-se tabelado em Incropera e DeWitt (1985) e Spiers (1977).

A transferência de calor por convecção envolve a troca de energia entre uma dada superfície e um fluido que lhe é adjacente. Distinguem-se dois tipos de convecção. A convecção forçada, que ocorre sempre que o fluido é obrigado a escoar-se sobre a superfície sólida por um agente externo, tal como uma bomba ou um ventilador, e a convecção livre ou natural, que ocorre sempre que o escoamento do fluido, junto à superfície sólida, resulta da diferença da densidade do fluido junto da parede à temperatura  $T_s$  e afastada dela à temperatura  $T_\infty$ .

A equação que traduz este mecanismo é conhecida pela Lei de Newton:

$$\frac{q_{\text{convecção}}}{A} \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right] = h(T_s - T_\infty) \quad \text{Eq. 5-11}$$

O coeficiente de convecção (h), depende das condições da camada limite, o que é influenciada pela geometria, a natureza do movimento do fluido e várias propriedades termodinâmicas associadas. O coeficiente de transferência de calor por convecção (h) depende das propriedades do fluido, da geometria e orientação das superfícies, da velocidade do fluido nas vizinhanças e da dimensão característica.

A radiação é uma forma diferente de transferência de calor, uma vez que não precisa de suporte físico. A emissão é atribuída a rearranjos na configuração dos electrões que constituem os átomos ou moléculas. A energia da radiação é transportada por ondas electromagnéticas (Incropera & DeWitt, 1985).

A equação seguinte traduz este mecanismo:

$$\frac{q_{\text{radiação}}}{A} \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right] = \varepsilon \cdot \sigma (T_s^4 - T_{\text{viz}}^4) \quad \text{Eq. 5-12}$$

A constante  $\varepsilon$  é a emissividade do corpo e traduz a eficiência de emissão de uma superfície comparada com a emissão de um corpo negro (situação ideal, emissividade igual a 1). Esta componente é relevante apenas a temperaturas elevadas.

Quando se estuda o fenómeno da radiação é necessário ter em consideração o factor de forma. Para quaisquer duas superfícies dadas, a orientação entre elas afecta a fracção de energia radiante emitida por uma superfície e que, incide directamente na outra superfície. Por isso, a orientação das superfícies tem um papel importante na troca radiativa de calor (Ozisik, 1990). Neste trabalho, os factores de forma foram considerados unitários.

### 5.3.2 TRANSFERÊNCIA DE CALOR ENTRE FASES DO LF E SUPERFÍCIES

Para melhor compreensão do processo de transferência de calor em LF a operar em regime borbulhante, é descrito o modelo proposto por Mickley & Fairbanks (1955).

Este modelo refere que parcelas de fase de emulsão à temperatura de *bulk* do leito são varridas para a superfície de transferência do leito, sejam paredes ou tubos permutadores, devido à acção das bolhas. Estas parcelas mantêm-se em contacto com a superfície permutadora por um curto período de tempo, e são depois varridas novamente para o leito. Durante este tempo de contacto, ocorre transferência de calor entre a parcela de partículas e a superfície permutadora. A primeira camada de partículas, que se situa mais perto da parede é a camada mais importante para a transferência de calor. Enquanto estão em contacto com a superfície, as partículas arrefecem, reduzindo assim a diferença de temperatura. Isto resulta num coeficiente de transferência de calor baixo. Devido ao constante movimento no leito, provocado pelas bolhas, as partículas são constantemente substituídas por partículas quentes “frescas” vindas do *bulk* do leito. Estas partículas que vêm à temperatura do leito aumentam o coeficiente de transferência de calor. Assim, a renovação das partículas que transferem o calor para a superfície é o principal impulsor para se obter um elevado coeficiente de transferência de calor num leito fluidizado. Deve ser notado que, a partícula transporta consigo um filme fino de gás. Por esta razão é que a transferência de calor entre a partícula e a superfície por condução, também pode ser chamada de convecção.

A transferência de calor entre o leito fluidizado e a superfície pode ser definida através da expressão (Kunii & Levenspiel, 1991):



$$q[W] = A_s \cdot h \cdot \Delta T \quad \text{Eq. 5-13}$$

Este coeficiente de transferência de calor engloba todos os efeitos que influenciam a transferência de calor. Depende das condições da camada limite de escoamento, que é influenciada pela geometria da superfície, da natureza do escoamento e propriedades termodinâmicas do fluido (Incropera & DeWitt, 1985). Assim, a correcta determinação do coeficiente  $h$  é determinante no cálculo da transferência de calor.

Num LF podemos considerar:

- Transferência de calor do leito, fase bolha e emulsão, para a parede do reactor;
- Transferência de calor do leito, fase bolha e emulsão, para tubo permutador, caso exista;
- Transferência de calor por convecção da mistura gasosa do *freeboard* para a parede do reactor;
- Transferência de calor por convecção da mistura gasosa do *freeboard* para a parede do tubo permutador;
- Transferência de calor por condução no tubo permutador;
- Transferência de calor por condução na parede do reactor através das camadas de isolamento;
- Transferência de calor por convecção externa do ar envolvente para a parede exterior do reactor;

Estes pontos irão ser estudados separadamente nas próximas secções, devido à sua importância para a quantificação das perdas no processo.

#### 5.3.2.1 COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR ENTRE O LEITO E A SUPERFÍCIE

A transferência de calor no leito pode ser dada pela soma das contribuições de 3 componentes: condução ou convecção da partícula ( $h_{\text{cond}}$ ), convecção do gás ( $h_{\text{conv}}$ ) e radiação do gás ( $h_{\text{rad}}$ ):

$$h = h_{\text{cond}} + h_{\text{conv}} + h_{\text{rad}} \quad \text{Eq. 5-14}$$

A condução ou convecção da partícula é a contribuição da partícula para a transferência de calor, enquanto que a convecção do gás é devido à fluência do gás acima da superfície. A transferência de calor radiativa é relevante apenas a temperaturas elevadas (Basu, 2006).

Para o caso da transferência de calor entre o leito e uma superfície imersa, Kunii & Levenspiel (1991) desenvolveram a expressão **Eq. 5-15**. Deve-se ter em conta que parte do tempo a superfície é banhada por gás e a fracção complementar por parcelas de partículas. Por conveniência considera-se que o volume de bolhas que contacta uma superfície é igual ao volume de bolhas no leito do reactor.

$$h_{\text{leito-superfície imersa}} = h_{\text{bolha-superfície}} \cdot \varepsilon_{br} + h_{\text{emulsão-superfície}} \cdot (1 - \varepsilon_{br}) \quad \text{Eq. 5-15}$$

Na transferência de calor entre a bolha e a superfície imersa contribuem a convecção e radiação.

$$h_{\text{bolha-superfície imersa}} = h_{\text{conv}} + h_{\text{rad}} \quad \text{Eq. 5-16}$$

Contudo, a contribuição da convecção do gás quando a bolha contacta a superfície imersa é, geralmente, para LFB, muito pequena quando comparada com as outras formas de transferência de calor. Assim, esta componente pode ser desprezada.

Com as emissividades das partículas do leito e das superfícies dadas por  $\varepsilon_p$  e  $\varepsilon_s$ , a componente da radiação pode ser descrita como:

$$h_{\text{rad}} = \frac{\sigma(T_p^4 - T_s^4)}{\left(\frac{1}{\varepsilon_p} + \frac{1}{\varepsilon_s} - 1\right)(T_p - T_s)} \quad \text{Eq. 5-17}$$

Na transferência de calor entre parcelas de emulsão e uma superfície imersa, tem-se a componente da transferência de calor junto à parede, por radiação e convecção, e transferência de calor na camada de partículas adjacente, sendo calculada da seguinte forma:

$$h_{\text{emulsão-superfície imersa}} = \frac{1}{\frac{1}{h_{\text{rad}} + h_{\text{conv}}} + \frac{1}{h_{\text{pack}}}} \quad \text{Eq. 5-18}$$

Para o cálculo da componente radiativa, pode ser utilizada a equação **Eq. 5-17**. No cálculo da componente relativa à convecção entre partículas de emulsão e a superfície imersa é necessário ter em atenção que junto a uma superfície imersa no leito as condições hidrodinâmicas não são as mesmas que no *bulk* da emulsão. A **Eq. 5-19** permite estimar esta componente tendo em conta os aspectos referidos (Tarelho, 2001).

$$h_{\text{conv}} = \frac{2k_{es}^0}{d_{pb}} + \alpha_s \cdot C_{pg} \cdot \rho_g \cdot u_0 \quad \text{Eq. 5-19}$$

com:

$$k_{es}^0 = \varepsilon_{er} k_g + (1 - \varepsilon_{er}) k_s \left( \frac{1}{\varphi_w \left( \frac{k_s}{k_g} \right) + \frac{1}{3}} \right) \quad \text{Eq. 5-20}$$

O cálculo do coeficiente de transferência de calor do leito para a parede interna do reactor pode ser feito através da correlação **Eq. 5-21**. Junto à parede interna do reactor os sólidos descem suavemente e o tempo de residência da emulsão em contacto com a parede é longo, além disso não existem bolhas e a radiação pode ser negligenciada.

$$h = \frac{1}{\frac{d_{pb}}{2k_{es}^0} + \frac{1}{h_{\text{pack}}}} \quad \text{Eq. 5-21}$$

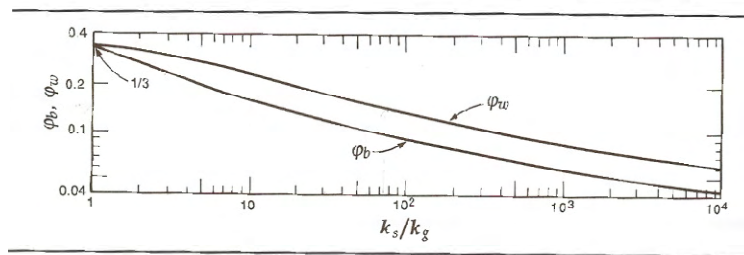
A componente da transferência na camada de partículas adjacente pode ser calculada através da seguinte expressão:

$$h_{\text{pack}} = 1,13 \left( \frac{k_e^0 \rho_s (1 - \varepsilon_{mf}) C_{ps} n_{bs}}{(1 - \varepsilon_{br})} \right)^{1/2} \quad \text{Eq. 5-22}$$

com:

$$k_e^0 = \varepsilon_{mf} \cdot k_g + (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot k_s \cdot \frac{1}{\varphi_b \cdot \frac{k_s}{k_g} + \frac{2}{3}} \quad \text{Eq. 5-23}$$

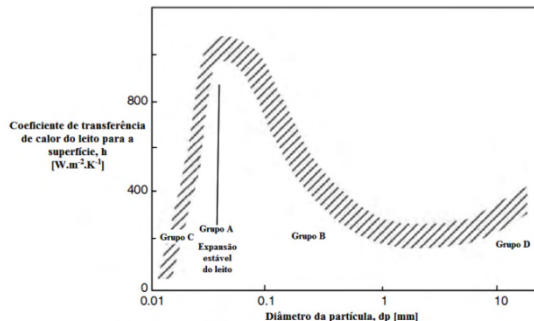
Os valores de  $\varphi_w$  e  $\varphi_b$  podem ser determinados com recurso ao seguinte ábaco:



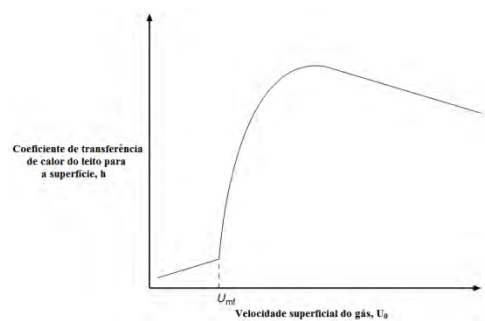
**Figura 5-1: Rácio de espessura efectiva de filme de gás à volta do ponto do contacto:  $\varphi_b$  para contacto entre partículas adjacentes e  $\varphi_w$  entre partículas e uma superfície**  
(Kunii & Levenspiel, 1991)

Estas equações derivam de dados experimentais, a maioria limitada a condições operatórias e variáveis muito particulares. Devido à natureza complexa do reactor de leito fluidizado, estas correlações estão longe de serem aplicáveis no geral aos LF. No entanto podem fornecer uma aproximação à “quantificação” da transferência de calor.

Os valores típicos do coeficiente de transferência de calor do leito para uma superfície situam-se entre os 200 e 400  $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$  (Kunii & Levenspiel, 1991). No entanto, este valor pode ser influenciado pela velocidade superficial do gás, tipo de distribuidor, tamanho das partículas, etc. (Basu, 2006). As figuras seguintes mostram a variação de  $h$ , em função do diâmetro das partículas do leito (Figura 5-2) e da velocidade superficial do gás (Figura 5-3).



**Figura 5-2: Variação do coeficiente de transferência de calor  $h$ , em  $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ , em função do diâmetro das partículas do leito**  
(adaptado de Basu, 2006)



**Figura 5-3: Variação do coeficiente de transferência de calor  $h$ , em função da velocidade de fluidização**  
(adaptado de Basu, 2006)

O tamanho da partícula é um factor muito importante na transferência de calor no reator (**Figura 5-2**). A transferência de calor na partícula é essencialmente convectiva através de uma fina camada de gás que a rodeia. Naturalmente, um leito de partículas finas terá uma camada mais fina de gás, o que provoca maior transferência de calor. Ainda para mais pode-se notar que partículas mais pequenas têm menor tempo de residência na superfície do tubo, fazendo com que a transferência de calor seja maior, devido à maior renovação de partículas. Uma partícula maior, terá maior espessura de filme gasoso e maior tempo de residência logo menor coeficiente de transferência de calor. Nos leitos de partículas finas, a condução é mais importante que a convecção, sendo que, em leitos de partículas maiores ocorre o contrário (Basu, 2006).

A transferência de calor aumenta moderadamente com a velocidade até atingir a velocidade mínima de fluidização. Continuando a aumentar a velocidade, o coeficiente de transferência de calor aumenta rapidamente. Esta tendência é devida essencialmente ao aumento da mobilidade das partículas na superfície com tempo de contacto reduzido. Com o aumento da velocidade, o coeficiente de transferência de calor atinge um máximo e depois começa a decrescer, devendo-se isto ao pouco tempo de contacto das partículas com a superfície e à diminuição da concentração das partículas, o que resulta numa diminuição do coeficiente de transferência de calor (**Figura 5-3**). A maioria do LFB funciona com velocidade superficial do gás igual a 3 a 4 vezes a velocidade mínima de fluidização. Se a velocidade superficial for muito elevada, o número e frequência de bolhas aumenta, resultando num aumento da fase bolha em relação à fase emulsão. Como a transferência de calor na fase bolha é menor que na fase emulsão, então o coeficiente de transferência de calor irá diminuir (Basu, 2006).

### 5.3.2.2 COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR ENTRE O *FREEBOARD* E A SUPERFÍCIE

Já foi visto anteriormente que o coeficiente de transferência de calor é dado por três componentes, como mostra a equação seguinte:

$$h_{\text{freeboard-superfície}} = (1 - \epsilon_{br})h_{\text{pack}} + h_{\text{conv}} + h_{\text{rad}} \quad \text{Eq. 5-24}$$

No entanto, considerando que não existem sólidos no *freeboard* em leito fluidizado borbulhante,  $\epsilon_{br} \approx 1$ . Assim pode-se fazer a seguinte aproximação:

$$h_{\text{freeboard-superfície}} = h_{\text{conv}} + h_{\text{rad}} \quad \text{Eq. 5-25}$$

A componente radiativa,  $h_{\text{rad}}$ , pode ser definida pela expressão seguinte:

$$h_{\text{rad}} = \frac{\sigma(\epsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_s^4)}{T_g - T_s} \quad \text{Eq. 5-26}$$

Para o cálculo da emissividade do gás,  $\epsilon_g$ , é possível uma simplificação uma vez que os gases não polares, como o  $O_2$ ,  $N_2$  e  $H_2$ , não emitem radiação e são transparentes à radiação térmica incidente.

No entanto, não se pode dizer o mesmo de moléculas polares, tais como,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{NH}_3$  e outros hidrocarbonetos que emitem e absorvem radiação numa grande gama de temperatura. Já pelo facto de se encontrarem no estado gasoso, torna ainda mais complicado o processo, uma vez que radiação gasosa não é um fenómeno de superfície mas um fenómeno volumétrico.

Incropera & DeWitt (1985) apresentam os valores da emissividade do vapor de água e dióxido de carbono, em função da temperatura do gás, de diferentes pressões parciais de produtos e do comprimento de onda do feixe, para uma pressão total de 1 atmosfera. Estes valores aplicam-se a cada uma das espécies quando estas se encontram separadas, ou seja, numa mistura com outros hidrocarbonetos que não emitam radiação. No entanto, são necessárias algumas correcções dos valores de emissividade, nomeadamente quando o vapor de água e o dióxido de carbono estão numa mesma mistura ou quando se verificam pressões diferentes de 1 atmosfera. Para o primeiro caso, a emissividade da mistura gasosa deve ser corrigida segundo a seguinte fórmula:

$$\varepsilon_g = \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} + \varepsilon_{\text{CO}_2} - \Delta\varepsilon \quad \text{Eq. 5-27}$$

O factor de correcção,  $\Delta\varepsilon$ , é dado em função da temperatura do gás, e tem em conta a redução da emissão associada à absorção mútua de radiação entre as duas espécies. Para o caso em que se verificam pressões diferentes de 1 atmosfera, as emissividades dos compostos devem ser multiplicadas pelo factor de correcção  $C_w$ . Tanto  $\Delta\varepsilon$  como  $C_w$ , são fornecidos em ábacos por Incropera & DeWitt (1985) e foram estabelecidas correlações utilizadas no programa informático M47, utilizado para cálculo do coeficiente.

O cálculo das absorptividades do  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ , para uma pressão total de uma atmosfera, pode ser efectuado a partir do conhecimento das respectivas emissividades, mediante recurso às expressões seguintes:

$$\alpha_{\text{CO}_2} = C_c \left( \frac{T_g}{T_s} \right)^{0,65} \varepsilon_{\text{CO}_2} \left( T_s, p_{\text{CO}_2}, L_e, \frac{T_s}{T_g} \right) \quad \text{Eq. 5-28}$$

$$\alpha_{\text{H}_2\text{O}} = C_w \left( \frac{T_g}{T_s} \right)^{0,45} \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \left( T_s, p_{\text{H}_2\text{O}}, L_e, \frac{T_s}{T_g} \right) \quad \text{Eq. 5-29}$$

É de notar que, para o cálculo das absorptividades dos compostos, é necessário recalcular o valor da emissividade desta vez com base na temperatura da superfície,  $T_s$ .

No cálculo do valor da absorptividade da mistura que contenha  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ , deverá ser feita nova correcção de acordo com a equação seguinte, onde  $\Delta\alpha$  deve ser igual a  $\Delta\varepsilon$  utilizado anteriormente:

$$\alpha_g = \alpha_{\text{H}_2\text{O}} + \alpha_{\text{CO}_2} + \Delta\alpha \quad \text{Eq. 5-30}$$

Convém referir que, as emissividades apresentadas nos ábacos por Incropera & DeWitt (1985), são valores determinados tendo em conta a emissão de radiação de uma massa de gás hemisférica, de

raio  $L$ . Para poder estender os resultados a outras formas de volume de gás, deve-se calcular o comprimento equivalente, como indicado pela seguinte equação:

$$L_e = \frac{V_g}{A_s} \quad \text{Eq. 5-31}$$

Voltando ao cálculo do coeficiente de transferência de calor do *freeboard* para uma superfície, para a componente convectiva, há que considerar a transferência para as paredes do reactor e, caso existam, para as superfícies permutadoras de calor.

Na transferência de calor para os tubos permutadores, considera-se que se trata de um caso típico de transferência para um corpo cilíndrico situado em posição transversal relativamente ao escoamento e sujeito a um escoamento externo (Tarelho, 2001). Assim, o número de Nusselt pode ser calculado pela correlação de Zhukauskas (1972), com todas as propriedades calculadas à temperatura do escoamento gasoso,  $T_g$ , com excepção de  $Pr_s$ , que é calculado à temperatura da superfície dos tubos,  $T_s$ :

$$Nu = \frac{h_{conv} \cdot d_{tt}}{k_g} = C \cdot Re_{d_{tt}}^m \cdot Pr^n \cdot \left( \frac{Pr_g}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad \text{para } \begin{cases} 0,7 < Pr < 500 \\ 1 < Re_{d_{tt}} < 10^6 \end{cases} \quad \text{Eq. 5-32}$$

Os valores das constantes são definidos em seguida:

$$\begin{cases} Pr \leq 10 \Rightarrow n = 0,37 \\ Pr > 10 \Rightarrow n = 0,36 \end{cases} \quad \text{Eq. 5-33}$$

**Tabela 5-1: Coeficientes da Eq. 5-32**  
(Incropera & DeWitt, 1985)

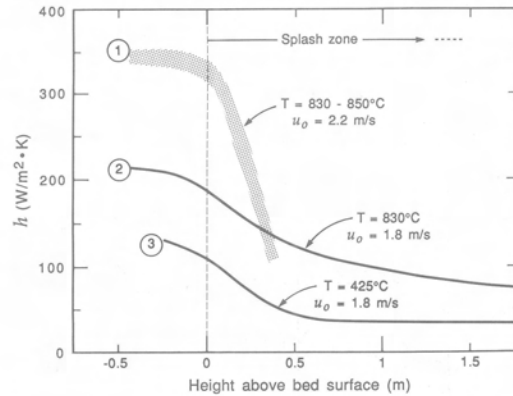
| $Re_{d_{tt}}$  | C     | m   |
|--|-------|-----|
| <b>1 – 40</b>  | 0,75  | 0,4 |
| <b>40 – <math>1 \cdot 10^3</math></b>                        | 0,51  | 0,5 |
| <b><math>1 \cdot 10^3</math> – <math>2 \cdot 10^5</math></b> | 0,26  | 0,6 |
| <b><math>2 \cdot 10^5</math> – <math>1 \cdot 10^6</math></b> | 0,076 | 0,7 |

Caso a superfície de contacto seja a parede do reactor, considera-se que é uma situação típica de transferência por convecção gasosa num corpo cilíndrico com escoamento interno. Pode-se assumir que o escoamento gasoso é laminar e, se se considerar que a temperatura da parede é constante, o número de Nusselt é independente das variáveis operatórias e é dado pela equação seguinte, com a condutibilidade térmica dos gases calculada à temperatura média na secção transversal do reactor (Incropera & DeWitt, 1985).

$$Nu = \frac{h_{conv} \cdot d_r}{k_g} = 3,66 \quad \text{Eq. 5-34}$$

Sabendo o diâmetro do reactor e a condutibilidade térmica do gás, pode-se calcular o coeficiente de convecção.

Os valores do coeficiente de transferência de calor do *freeboard* para uma superfície são bastante inferiores aos verificados no caso da transferência de calor do leito, situando-se abaixo dos  $100 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ , como mostra a **Figura 5-4**:



**Figura 5-4: Variação do coeficiente  $h$  para tubos horizontais, a altas temperaturas, com a altura**  
(Kunii & Levenspiel, 1991)

Como a concentração de partículas é muito menor que no leito, a componente dominante na transferência de calor do *freeboard* para a superfície é a componente convectiva, provocando uma diminuição no coeficiente de transferência de calor.

Se for optado pela escolha da configuração B “Embed design” do sistema RLFC + RLFG é vantajoso conhecer os coeficientes de transferência de calor do leito para a parede e do *freeboard* para a parede do RLFC.

Para isso foi utilizado o programa M47, desenvolvido em linguagem FORTRAN, que além de calcular os coeficientes de transferência de calor relacionados com o modelo de transferência de calor em LF também estima a potência admitida ao sistema e a potência perdida, sendo pelo isolamento ou pelos gases de saída. O programa é constituído por várias subrotinas, cada uma com o objectivo específico de calcular os coeficientes de transferência de calor associados ao leito e ao *freeboard*.

A subrotina referente ao cálculo do coeficiente de transferência de calor no leito,  $h_{\text{leito-parede}}$ , compreende várias fases. Inicialmente realiza uma série de cálculos hidrodinâmicos, como a velocidade mínima de fluidização, altura do leito em mínima fluidização, diâmetro e velocidade de bolhas, fracção de vazios em mínima fluidização e fracção de volume de bolhas assim como de propriedades da mistura gasosa e partículas sólidas, com recurso a correlações dadas por Bird et al (1960). É necessário fornecer algumas informações da composição elementar do combustível, tipo de agente de gasificação ou combustão, conforme o caso, composição da mistura gasosa interna do reactor, além da temperatura e pressão de operação. Neste cálculo é assumido que a temperatura do leito é constante. O cálculo do coeficiente de transferência de calor no leito segue as correlações

apresentadas no **ponto 5.3.2.1**. As constantes relativas às partículas do leito são referidas na **Tabela 5-2**.

**Tabela 5-2: Constantes relativas ao sólido constituinte do leito**

|   |      |                                  |                            |
|---|------|----------------------------------|----------------------------|
| <b>Condutibilidade térmica do sólido – areia de quartzo</b> | 0.27 | $\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$  | (Perry & Green, 1997)      |
| <b>Capacidade calorífica do sólido a pressão constante</b>  | 800  | $\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ | (Kunii & Levenspiel, 1991) |

A subrotina para cálculo do coeficiente de transferência de calor do *freeboard* para uma superfície,  $h_{\text{freeboard-parede}}$ , segue as correlações apresentadas no **ponto 5.3.2.2**. Neste caso, é assumido um perfil de temperaturas a partir do qual é calculado por iterações, o valor de  $h$  por unidade de altura do reactor. O valor calculado da transferência de calor do *freeboard* para uma superfície tem em conta a transferência por convecção e por radiação, resultante da interacção do gás, e a transferência de calor por condução, por eventuais sólidos que possam estar presentes, mesmo sabendo que a sua concentração no *freeboard* é muito menor.

Aplicando ao RLFC, pelo programa M47, obtiveram-se os seguintes resultados para os coeficientes de transferência de calor do leito e do *freeboard* para a parede:

**Tabela 5-3: Coeficiente de transferência de calor do leito para a parede e do *freeboard* para a parede do RLFC**

| <b>Temperatura do leito</b><br>[K] | <b><math>h_{\text{leito-parede}}</math></b><br>[ $\text{W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ ] | <b><math>h_{\text{freeboard-parede}}</math></b><br>[ $\text{W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ ] |
|------------------------------------|--|--|
| 1100                               | 398  | 39   |
| 1200                               | 406  | 49   |
| 1300                               | 428  | 64   |

Como se observa, os valores obtidos para o coeficiente de transferência de calor para as duas temperaturas de combustão consideradas, são semelhantes e como tal, para simplificar cálculos futuros irá ser considerado que o valor do coeficiente de transferência de calor do leito para a parede será de  $420 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$  e o valor do coeficiente de transferência de calor do *freeboard* para a parede será de  $50 \text{ W.m}^{-2}.\text{K}^{-1}$ , para as temperaturas consideradas.

### 5.3.2.3 COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR ATRAVÉS DA PAREDE E ISOLAMENTO DO REACTOR

No cálculo dos coeficientes de transferência pelas paredes há que ter em conta certos aspectos relacionados com a natureza das superfícies: tipo e propriedades do material constituinte, espessura, etc. A tabela seguinte descreve a constituição da parede e isolamento do RLFC existente nas instalações.

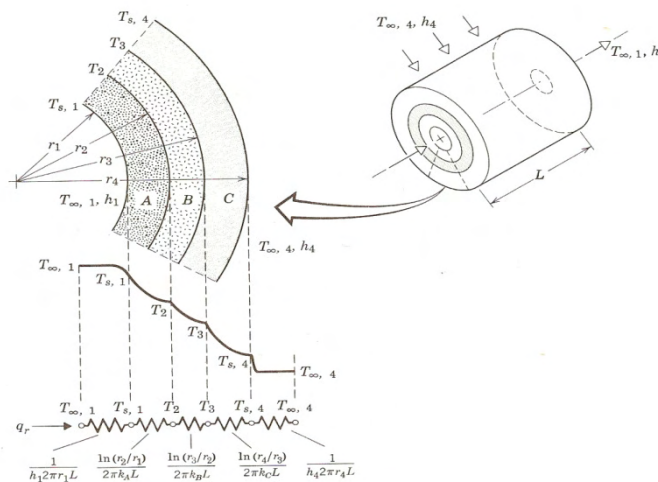


**Tabela 5-4: Constituição da parede e tipo de isolamento do RLFC**  
(Matos, 1995)

| Superfície               | Constituição (do interior para o exterior)   |
|--------------------------|--|
| <b>Parede do reactor</b> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 6 mm de aço refractário AISI 310;</li> <li>• Duas camadas de 2,5 cm cada de lã cerâmica CERABLANKET, <math>128 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,23 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>) e <math>96 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,27 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>);</li> <li>• Duas camadas de 2,5 cm cada de lã de rocha ROCKWOOL, de <math>100 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,116 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>), em manta armada;</li> <li>• Na zona das flanges, apenas existe o isolamento com lã cerâmica.</li> </ul> |

No caso do RLFG, deve-se ter em conta a configuração do sistema. Irá ser feita uma reflexão sobre a constituição da parede e tipo de isolamento do reactor de gasificação na **Secção 6.4**.

A transferência de calor pela parede e isolamento do reactor realiza-se por condução. Considera-se uma parede composta de forma cilíndrica e negligencia-se a resistência de contacto entre as camadas. A **Figura 5-5** mostra uma representação esquemática da transferência de calor numa parede composta.



**Figura 5-5: Transferência de calor em parede composta**  
(Incropera e DeWitt, 1985)

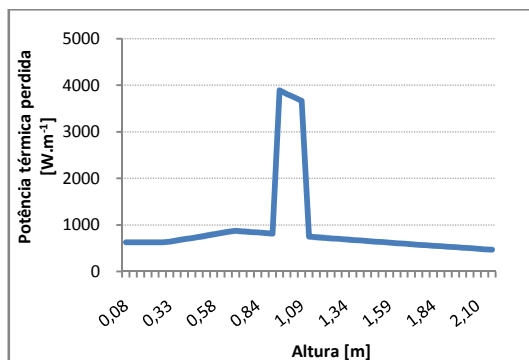
Incropera & DeWitt (1985) apresentam a seguinte fórmula para o cálculo do coeficiente de transferência:

$$\Delta h_{\text{perdida}} = \int_0^L q(L) dL \quad \text{Eq. 5-35}$$

$$q(L) \left[ \frac{\text{W}}{\text{m}} \right] = \frac{2\pi (T_{\infty,1}(L) - T_{\infty,4}(L))}{\frac{1}{r_1 h_1(L)} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{k_a} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_b} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{k_c} + \frac{1}{r_4 h_4(L)}} \quad \text{Eq. 5-36}$$

em que  $T_{\infty,1}(L)$  é um perfil de temperaturas imposto, dado na **Figura 5-5**, e  $h_1(L)$  é o coeficiente de convecção que é dado em função do leito ou do *freeboard*, conforme o caso, nas condições de temperatura impostas. O cálculo da condutibilidade térmica do material é efectuado com recurso às correlações apresentadas por Matos (1995) e apresentadas no **Anexo C**.

Na prática, o cálculo das perdas foi realizado pelo programa de cálculo M47, utilizando as correlações apresentadas neste capítulo. A **Figura 5-6** mostra a perda de energia, em  $\text{W.m}^{-1}$ , para uma temperatura de leito de 1100 K.



**Figura 5-6: Potência perdida pelo isolamento do reactor de leito fluidizado de combustão em função da altura do reactor, para temperatura de leito de 1100 K**

Pela observação do gráfico pode-se concluir que é a cerca de 1.0 m de altura que ocorrem perdas de energia severas pelo isolamento, devendo-se, este facto à existência de flanges que separam o corpo intermédio superior do corpo intermédio inferior. Neste espaço, o isolamento é menor devido à existência dessas mesmas flanges, fazendo com que seja perdido calor. Sem contar com essa falha, no geral, o isolamento do reactor de combustão apresenta-se adequado para o processo.

Foram calculadas também, as perdas associadas a ambos os reactores, para a totalidade da sua altura, às diferentes temperaturas de operação. Estes valores encontram-se na tabela seguinte:

**Tabela 5-5: Perdas de calor associadas ao RLFC e RLFG, a diferentes temperaturas**

|             | [kW] = [kJ.s <sup>-1</sup> ] |       |       |       |       | [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |      |      |      |
|-------------|------------------------------|-------|-------|-------|-------|--|------|------|------|
|             | [K]                          | 1000  | 1100  | 1200  | 1300  | 1000                                   | 1100 | 1200 | 1300 |
| <b>RLFC</b> |                              |       | 1.774 | 1.993 | 2.234 |  | 1556 | 1748 | 1960 |
| <b>RLFG</b> |                              | 0.615 | 0.713 | 0.820 |       | 1809                                   | 2097 | 2412 |      |

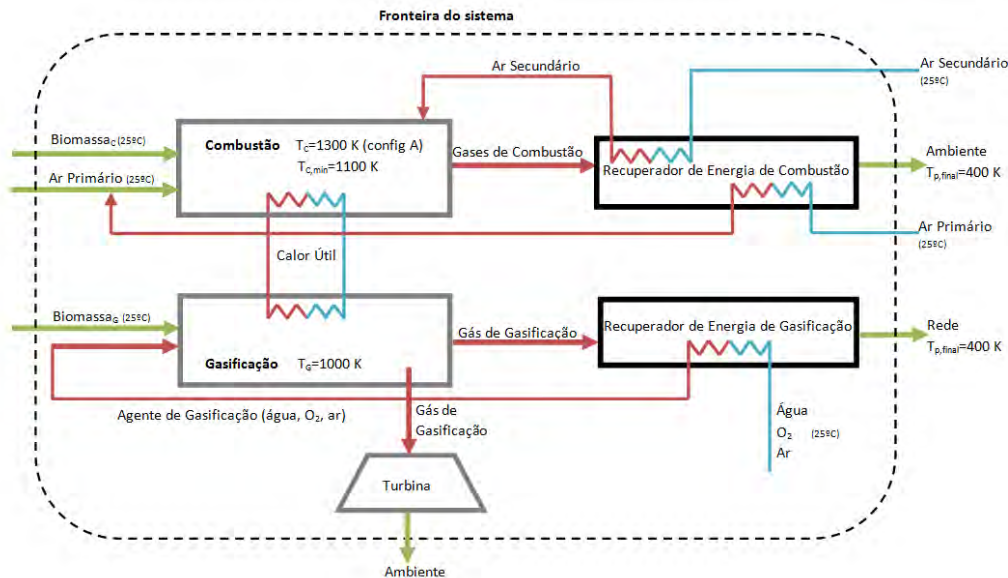
Verifica-se que, quanto maior for a temperatura de operação, maiores serão as perdas pela parede e isolamento. É importante conhecer estes valores para que o cálculo do balanço energético seja o mais correcto possível.

## 5.4 ENERGIA ÚTIL

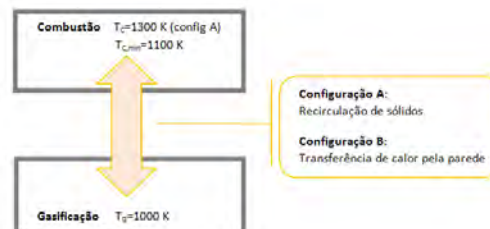
O balanço energético foi desenvolvido tendo em conta duas situações relacionadas com o destino final do gás produzido no gasificador:

1. O objectivo da produção do gás é servir como combustível e ser queimado no local;
2. O objectivo da produção do gás é ser fornecedor de espécies químicas ou servir como combustível mas fora das instalações onde é produzido.

A questão que se coloca é quais os requisitos que o gás tem de satisfazer para poder servir cada um dos objectivos. Para o ponto 1, o gás pode ser queimado tal como sai do gasificador, não necessitando de ser arrefecido. Para o ponto 2, o efluente deve ser arrefecido, seco, para depois ser usado numa rede de distribuição de gás. Assim, o balanço energético é apresentado de duas formas: uma, abordando a necessidade energética para a gasificação sem aproveitamento do calor sensível do gás que se produziu, outra, contemplando esse aproveitamento para aplicação no balanço energético global ao processo. A **Figura 5-7** apresenta, de forma esquemática, as opções de aproveitamento energético passíveis de serem aplicadas ao sistema RLFC + RLFG.



**Figura 5-7: Representação esquemática das opções de aproveitamento energético entre os sistemas de combustão e gasificação**



**Figura 5-8: Representação esquemática de aproveitamento directo do calor do combustor no gasificador**

Pela análise das figuras anteriores, tem-se:

- Processo de gasificação, a  $1000\text{ K}$ ;

- Aproveitamento do calor útil do processo de combustão para aplicação no processo de gasificação, através da recirculação de sólidos ou transferência de calor pela parede do reactor;
- Caso 1 – objectivo do gás: queima directa em turbina no local de produção
  - Aproveitamento do calor sensível dos produtos de combustão, para aplicação no processo de gasificação, até temperatura final de 400 K;
- Caso 2 – objectivo do gás: arrefecimento para posterior introdução na rede de distribuição
  - Aproveitamento do calor sensível dos produtos de combustão e dos produtos de gasificação, para aplicação no processo de gasificação, até temperatura final de 400 K.

Estas opções serão analisadas caso a caso na **secção 6.3**.

## 5.5 ENERGIA DISPONÍVEL NO RLFC

A energia disponível no RLFC tem como objectivo a promoção das reacções de gasificação, pelo que a respectiva temperatura tem de exceder a temperatura do gasificador. O processo de realização dessa transferência de calor será discutido no capítulo seguinte.

Entretanto, o arrefecimento dos produtos de combustão pode servir para aquecer os reagentes do processo de gasificação (**Figura 5-7**).

No balanço energético ao sistema de combustão foram considerados os seguintes aspectos:

- Utilização de ar atmosférico, como agente de combustão, a 25°C e  $W_{VA}$  igual a 0.01 kg  $H_2O.kg$  ar seco<sup>-1</sup>;
- A metodologia de cálculo da capacidade calorífica das espécies gasosas envolvidas no processo é descrita no **Anexo B**;
- A capacidade calorífica dos restantes compostos envolvidos no processo é apresentada na seguinte tabela:

| Tabela 5-6: Capacidade calorífica de alguns compostos |   |                  |
|---|---|------------------|
|   | $C_p$ [kJ.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> ] | Ref <sup>a</sup> |
| Biomassa  | 2.00  | Matos (2009)     |
| H <sub>2</sub> O (l)                                  | 4.19  |                  |
| Carbono (s)   | 0.80  |                  |
| Cinzas  | 0.80  |                  |

- As temperaturas consideradas são as seguintes:

**Tabela 5-7: Temperaturas consideradas no processo de combustão**

|                                    |                  |                   |
|------------------------------------|------------------|-------------------|
| Temperatura de referência          | $T^0$ [K]        | 298               |
| Temperatura do combustível         | $T_B$ [K]        | 298               |
| Temperatura do ar de combustão     | $T_{AC}$ [K]     | 298               |
| Temperatura do processo            | $T_P$ [K]        | 1100, 1200 e 1300 |
| Temperatura de saída de gases      | $T_{saídaC}$ [K] | 400               |
| Temperatura de escórias e volantes | $T_{esc,vol}$    | 700               |

e) Foram consideradas perdas pela parede e isolamento de acordo com a **Tabela 5-5**.

Os resultados obtidos do balanço energético ao processo de combustão encontram-se na **Tabela 5-8**:

**Tabela 5-8: Balanço energético ao processo de combustão de biomassa**

| $\Delta h_{s, reag}$   | $\Delta h_{l, reag}$ | $\Delta h_{r, reag}$ | $\Delta h$ REAGENTES   | $T_P$       | $\Delta h_{s, prod}$ | $\Delta h_{l, prod}$   | $\Delta h_{r, prod}$ | $\Delta h$ PRODUTOS    | $\Delta h_{perdas}$    | $\Delta h$ ÚTIL        |
|------------------------|----------------------|----------------------|------------------------|-------------|----------------------|------------------------|----------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |                      |                      | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | [K]         |                      | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |                      | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ] |
| 0                      | -474                 | 17550                | <b>17076</b>           | <b>1100</b> | 10319                | 0                      | 822                  | <b>11141</b>           | <b>1575</b>            | <b>4359</b>            |
|                        |                      |                      |                        | <b>1200</b> | 11717                | 0                      | 822                  | <b>12539</b>           | <b>1748</b>            | <b>2789</b>            |
|                        |                      |                      |                        | <b>1300</b> | 13124                | 0                      | 822                  | <b>13946</b>           | <b>1960</b>            | <b>1170</b>            |

Verifica-se que, aumentando a temperatura do processo, a quantidade de energia útil diminui, ou seja, a energia disponível, na forma de calor, que se pode aproveitar. No entanto, o calor sensível associado aos produtos aumenta. Caso se faça o aproveitamento do calor sensível dos gases de combustão, até que se apresentem a uma temperatura de saída de 400 K, então o balanço energético altera para o seguinte:

**Tabela 5-9: Calor sensível que se poderá aproveitar para aplicação na gasificação**

| $T_P$       | $\Delta h$ ÚTIL                                   | $T_{saída\ gas}$ | Calor sensível do gás a 400 K | Calor sensível que se pode aproveitar | $\Delta h$ ÚTIL final                             |
|-------------|---|------------------|-------------------------------|---------------------------------------|---|
|             | Sem aproveitamento do calor sensível dos produtos |                  |                               |                                       | Com aproveitamento do calor sensível dos produtos |
| [K]         | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ]                            | [K]              | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ]        | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ]                | [kJ.kg $B_{bs}^{-1}$ ]                            |
| <b>1100</b> | 4359  | 400              | 1209                          | 9110                                  | <b>13470</b>                                      |
| <b>1200</b> | 2789  |                  |                               | 10508                                 | <b>13297</b>                                      |
| <b>1300</b> | 1170  |                  |                               | 11915                                 | <b>13085</b>                                      |

Pelo balanço energético ao sistema de combustão, o aproveitamento do calor sensível dos gases de combustão é uma fonte de energia bastante importante para o processo de gasificação, principalmente, na preparação de vapor à temperatura de gasificação, que é um processo altamente endotérmico. No entanto, há que contar com algumas dificuldades a nível operacional, contando com perdas de energia e dificuldades a nível do projecto do sistema.

A entalpia necessária para produzir vapor (1 bar) à temperatura  $T_G$  é dada por:

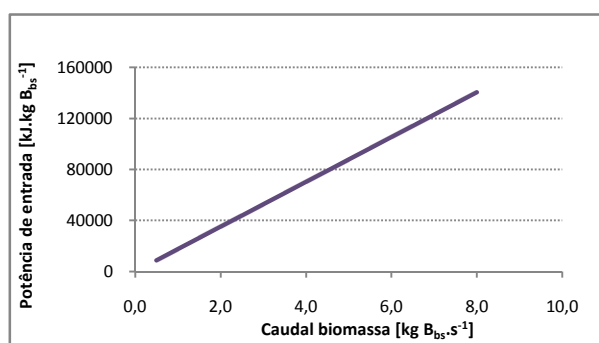
$$\Delta h \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg } B_{bs}} \right] = (W_{WB} + W_{WG})h_{wv, T^0} + W_{VG}\bar{c}_p(T_G - T^0) \quad \text{Eq. 5-37}$$

sendo possível também obter este valor através das tabelas termodinâmicas do **Anexo D**. Verifica-se que, para produzir vapor à pressão atmosférica (0.1 MPa) e à temperatura do processo é necessário:

**Tabela 5-10: Energia necessária para produção de vapor nas condições de entrada**

| Pressão [MPa] | Temperatura de saturação [°C]<br><b>Tabela Anexo D - 1</b> | Temperatura de entrada<br>do vapor [°C] | Entalpia [ $\text{kJ.kg}^{-1}$ ]<br><b>Tabela Anexo D - 2</b> |
|---------------|--|---|---|
| 0.1           | 99.63  | 727 (=1000K)                            | 3969.512  |
|               |  | 827 (=1100K)                            | 4206.516  |
|               |  | 927 (=1200K)                            | 4695.228  |

O caudal de biomassa alimentada ao reactor tem influência na quantidade de energia produzida. Na **Figura 5-9** pode-se verificar a relação entre o caudal de biomassa alimentada e a potência do RLFC.



**Figura 5-9: Potência do RLFC em função do caudal de biomassa alimentada**

Verifica-se que, para a biomassa com as características referidas na **Secção 3.2**, a energia útil produzida aumenta proporcionalmente com o caudal da biomassa utilizado. Neste caso concreto, foi utilizado um caudal que permite ter uma potência de entrada de  $20\text{kW}_{\text{th}}$ , o que corresponde a  $4.10 \text{ kg B}_{\text{bs}}\cdot\text{h}^{-1}$ , pela **Eq. 3-1**, na **Secção 3.4**.

## 5.6 AVALIAÇÃO ENERGÉTICA AO RLFG

Como foi referido na **Secção 4.3**, foram submetidos ao cálculo de balanço energético apenas algumas combinações de reagentes e agente de gasificação que produzissem um gás com propriedades combustíveis e que mostrassem diferentes resultados, uma vez que alguns desses casos seguiam a mesma tendência. Também foi restringida a temperatura de gasificação para o intervalo de 1000 a 1200 K.

No balanço energético ao sistema de gasificação foi considerado:

- O tipo de agente de gasificação varia de acordo a **Tabela 5-11**:

**Tabela 5-11: Variação de tipo e rácios de agente de gasificação para o balanço energético à gasificação**

| Agente de gasificação com um componente                              |  |  |
|--|--|--|
| Oxigénio puro [kg O <sub>2</sub> .kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ] | H <sub>2</sub> O [kg H <sub>2</sub> O.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ] | Ar atmosférico [kg ar.kg B <sup>-1</sup> <sub>bs</sub> ] |
| 0.3  | 0.3  | 1.3  |
| 0.4  | 1.0  | 2.0  |
|  | 2.0  |  |
| Agente de gasificação com dois componentes                           |  |  |
| Vapor + Oxigénio puro  | Vapor + Ar atmosférico   |  |
| 0.3 + 0.3  | 0.3 + 1.3  |  |
| 1.0 + 0.3  | 1.0 + 1.3  |  |
| 0.3 + 0.4  | 0.3 + 2.0  |  |
| 1.0 + 0.4  | 1.0 + 2.0  |  |

- b) As perdas pela parede e isolamento do reactor foram consideradas de acordo com a **Tabela 5-5**;
- c) A metodologia de cálculo da capacidade calorífica das espécies gasosas envolvidas no processo é descrita no **Anexo B**;
- d) A capacidade calorífica dos restantes compostos envolvidos no processo é descrita na **Tabela 5-6**;
- e) As temperaturas dos diversos intervenientes variam de acordo com a **Tabela 5-12**:

**Tabela 5-12: Temperaturas consideradas para o processo de gasificação**

|   |                         |                   |
|---|-------------------------|-------------------|
| Temperatura de referência                 | T° [K]                  | 298               |
| Temperatura do combustível                | T <sub>B</sub> [K]      | 298               |
| Temperatura do agente de gasificação      | T <sub>AG</sub> [K]     | 298               |
| Temperatura do processo                   | T <sub>P</sub> [K]      | 1000, 1100 e 1200 |
| Temperatura de saída dos produtos gasosos | T <sub>saídaG</sub> [K] | 400               |

- f) O balanço energético inclui a energia necessária para vaporizar quer a humidade associada ao resíduo, quer a água que entra como agente de gasificação.

É considerado que, se a gasificação é feita com uma determinada quantidade de H<sub>2</sub>O, essa quantidade já inclui a humidade da biomassa e a quantidade correspondente ao agente de gasificação. Como exemplo, a **Tabela 5-13**, mostra o balanço energético efectuado para a gasificação com 0.3 kg H<sub>2</sub>O.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>. A metodologia para o balanço energético com outros agentes de gasificação é semelhante.

**Tabela 5-13: Balanço energético à gasificação de biomassa com 0.3 kg H<sub>2</sub>O.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>**

| Δh <sub>s, reag</sub>                  | Δh <sub>l, reag</sub> | Δh <sub>r, reag</sub> | Δh<br>REAGENTES                        | T <sub>p</sub> | Δh <sub>s, prod</sub> | Δh <sub>l, prod</sub>                  | Δh <sub>r, prod</sub> | Δh<br>PRODUTOS                         | Δh<br>PERDAS | Δh ÚTIL                                |                       |
|--|-----------------------|-----------------------|--|----------------|-----------------------|--|-----------------------|--|--------------|--|-----------------------|
| [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |                       |                       | [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] | [K]            |                       | [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |                       | [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] |              | [kJ.kg B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> ] | [kJ.s <sup>-1</sup> ] |
| 0                                      | -732                  | 17550                 | 16818.                                 | 1000           | 2085                  | 0                                      | 20848                 | 22933                                  | 1809         | -7924                                  | -2.7                  |
|  |                       |                       |  | 1100           | 2459                  | 0                                      | 24113                 | 26571                                  | 2097         | -11851                                 | -4.1                  |
|  |                       |                       |  | 1200           | 2792                  | 0                                      | 24259                 | 27051                                  | 2412         | -12645                                 | -4.3                  |

Analisando o balanço energético, neste caso, verifica-se que:

- Um aumento na temperatura de gasificação traduz-se num aumento do calor sensível associado aos produtos de gasificação;
- Como as perdas de energia também aumentam com a temperatura, a energia útil do processo, sendo esta considerada como a energia necessária para que o processo de gasificação ocorra, aumenta.

É necessário não esquecer que os valores obtidos de calor útil, em  $\text{kJ.s}^{-1}$ , estão directamente relacionados com o caudal de biomassa que foi alimentado, sendo que, ao contrário do processo de combustão, se o caudal de biomassa alimentado ao gasificador aumentar, a necessidade de energia para gasificar o combustível também irá aumentar.

Caso se quisesse aproveitar o calor sensível dos produtos de gasificação, tal como se efectuou para a combustão, o balanço energético alteraria para:

**Tabela 5-14: Entalpia útil para gasificação de biomassa com  $0.3 \text{ kg H}_2\text{O.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , com aproveitamento do calor sensível dos produtos de gasificação**

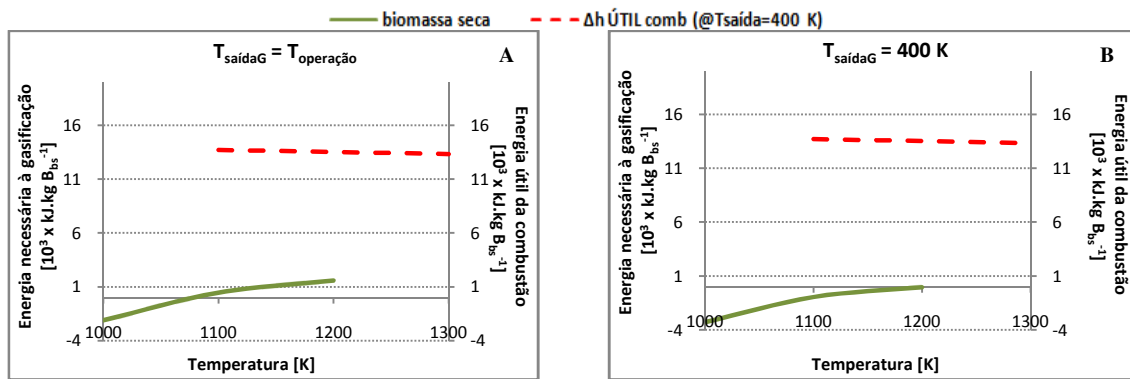
| $T_P$ | $\Delta h_{\text{ÚTIL}}$<br>Sem aproveitamento do calor<br>sensível dos produtos | $T_{\text{saída gas}}$ | Calor sensível<br>do gás a 400 K | Calor sensível que se<br>pode aproveitar | $\Delta h_{\text{ÚTIL final}}$<br>Com aproveitamento do calor<br>sensível dos produtos |
|-------|--|------------------------|----------------------------------|--|--|
| [K]   | [kJ.kg $B_{\text{bs}}^{-1}$ ]  | [K]                    | [kJ.kg $B_{\text{bs}}^{-1}$ ]    | [kJ.kg $B_{\text{bs}}^{-1}$ ]            | [kJ.kg $B_{\text{bs}}^{-1}$ ]  |
| 1000  | -7924  | 400                    | 227                              | 1857                                     | <b>-6066</b>   |
| 1100  | -11851   |                        |                                  | 2231                                     | <b>-9619</b>   |
| 1200  | -12645   |                        |                                  | 2565                                     | <b>-10081</b>  |

Apesar dos processos se tornarem menos endotérmicos, ainda assim se verifica uma elevada necessidade energética. Nos gráficos seguintes são comparadas a energia necessária para gasificar a biomassa com um determinado tipo de agente de gasificação com ou sem aproveitamento do calor sensível dos produtos, no RLFG, com a energia disponível através da combustão da biomassa no RLFC. Esta energia pode ser na forma de calor sensível associado aos produtos de combustão e na forma de calor útil produzido pelo processo.

### 5.6.1 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA SECA SEM AGENTE DE GASIFICAÇÃO

A **Figura 5-10** mostra as necessidades energéticas para a gasificação de biomassa seca sem agente de gasificação, comparando com a energia obtida da combustão da biomassa no RLFC.



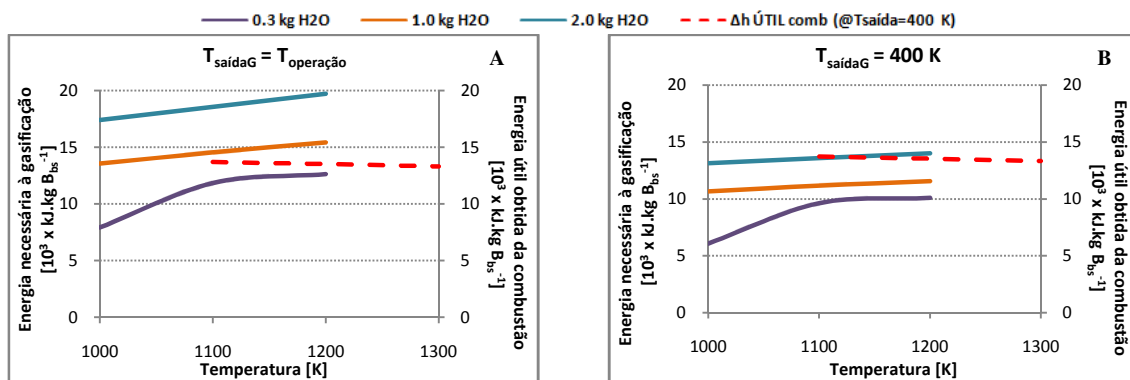


**Figura 5-10: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa seca sem agente de gasificação e energia útil obtida da combustão de biomassa.**

A gasificação de biomassa seca sem agente de gasificação apenas é dependente da temperatura e é o processo que exige menor quantidade de energia, sendo que, à temperatura de operação abaixo dos 1100 K, o processo é sustentável energeticamente. A partir dos 1100 K, já é necessária energia, mas que pode ser fornecida sem problemas pela energia útil produzida no combustor. Caso se pretenda aproveitar o calor sensível dos produtos de gasificação, o processo torna-se auto-térmico não necessitando de outras formas externas de energia ocorra.

### 5.6.2 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM VAPOR DE ÁGUA

A **Figura 5-11** mostra as necessidades energéticas da gasificação com diferentes rácios de vapor de água comparando com a energia disponível do RLFC.



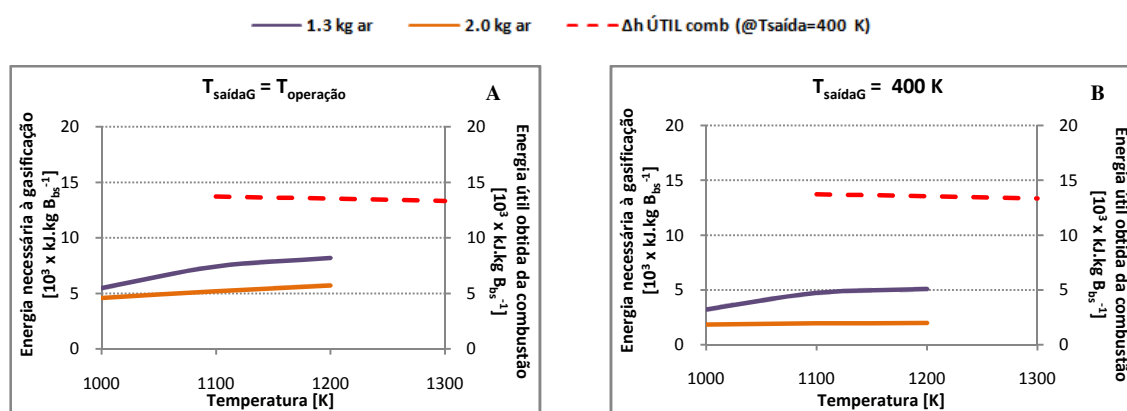
**Figura 5-11: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com vapor e energia útil obtida da combustão de biomassa.**

A gasificação com vapor é o processo mais endotérmico dos casos analisados. É necessária grande quantidade de energia para gasificar o combustível, energia essa, que aumenta quanto maior for o rácio de agente de gasificação utilizado. No entanto, é caso para lembrar que, como foi visto na **Sub-seção 4.2.8**, é na gasificação com vapor que é produzido o gás com melhor qualidade em termos de poder calorífico, o que pode tornar a gasificação com vapor, compensatória. Verifica-se

que, a gasificação com  $0.3 \text{ kg H}_2\text{O.kg B}_{\text{bs}}^{-1}$ , tem necessidades energéticas que podem ser satisfeitas pela energia produzida pelo combustor. No entanto, aumentando o rácio de vapor, só iria conseguir-se energia suficiente se fornecesse outra forma de energia externa. Caso contrário, as reacções de gasificação não ocorreriam. Verifica-se que, se se aproveitar o calor sensível dos produtos de gasificação, a quantidade de energia necessária decresce consideravelmente, principalmente nos processos com maior rácio de vapor utilizado como agente de gasificação.

### 5.6.3 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM AR ATMOSFÉRICO

A gasificação com ar atmosférico é representada pela **Figura 5-12**.

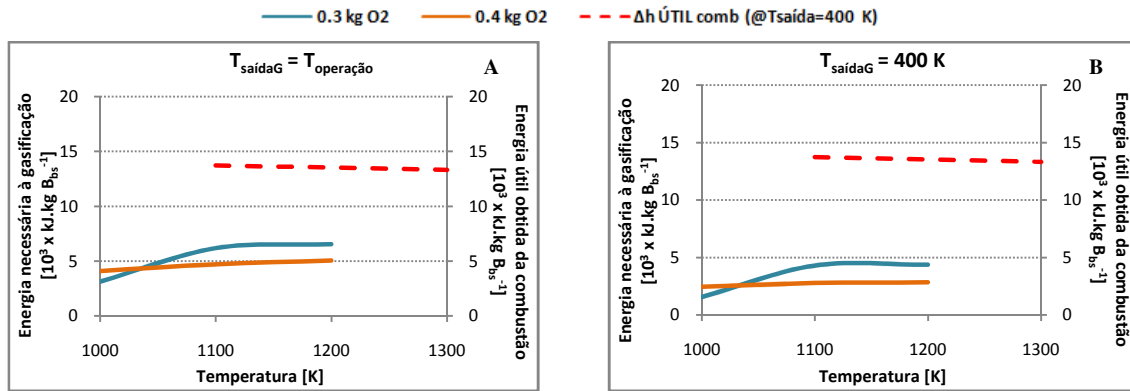


**Figura 5-12: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com ar e energia útil obtida da combustão de biomassa.**

As necessidades energéticas da gasificação com ar atmosférico são menores que na gasificação com vapor. Estas reacções já ocorrem devido à introdução de um agente de gasificação, que ao oxidar o combustível produz algum calor que fornece energia para que as reacções de gasificação ocorram. Quanto maior a quantidade de oxidante introduzido, menor será a necessidade energética para a gasificação. No entanto, com o caudal de biomassa alimentado ao combustor, não existe produção de calor útil suficiente para possibilitar as reacções de gasificação, podendo-se aumentar o caudal de alimentação de combustível ou aproveitar o calor sensível dos produtos de combustão, cuja energia é suficiente para possibilitar a gasificação. Aproveitando o calor sensível dos produtos de gasificação irá possibilitar uma diminuição na necessidade energética para a gasificação.

### 5.6.4 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM OXIGÉNIO PURO

O balanço energético à gasificação com oxigénio puro é mostrado pela **Figura 5-13**.

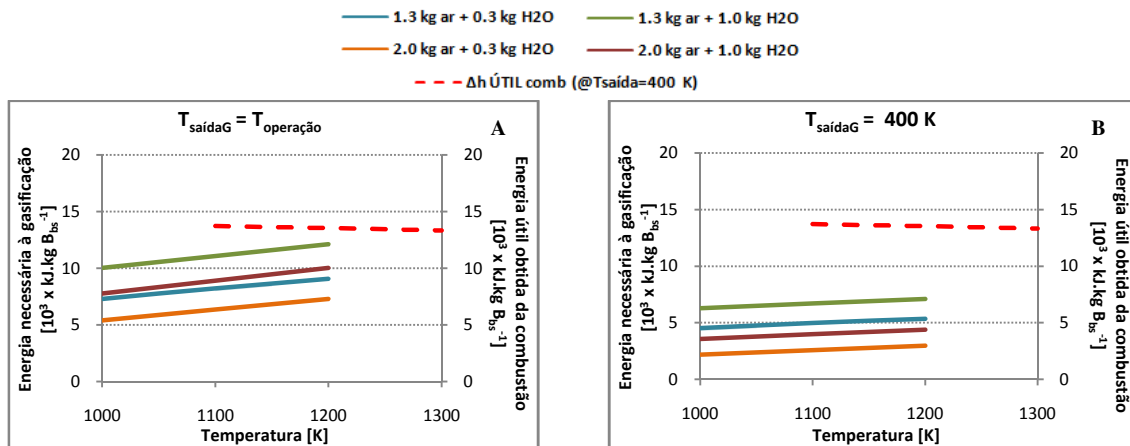


**Figura 5-13: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com vapor e energia útil obtida da combustão de biomassa.**

A nível energético, a gasificação com oxigénio puro é muito semelhante à gasificação com ar atmosférico. Não são necessárias grandes quantidades de energia para realizar a gasificação, sendo que a energia fornecida pelo combustor para o caudal de alimentação considerado é suficiente, no caso de não se aproveitar o calor sensível dos produtos de gasificação.

#### 5.6.5 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM MISTURAS DE VAPOR DE ÁGUA E AR ATMOSFÉRICO

A **Figura 5-14** mostra a necessidade energética para a gasificação de biomassa com misturas de vapor e ar atmosférico, comparando-a com a energia fornecida pelo combustor.



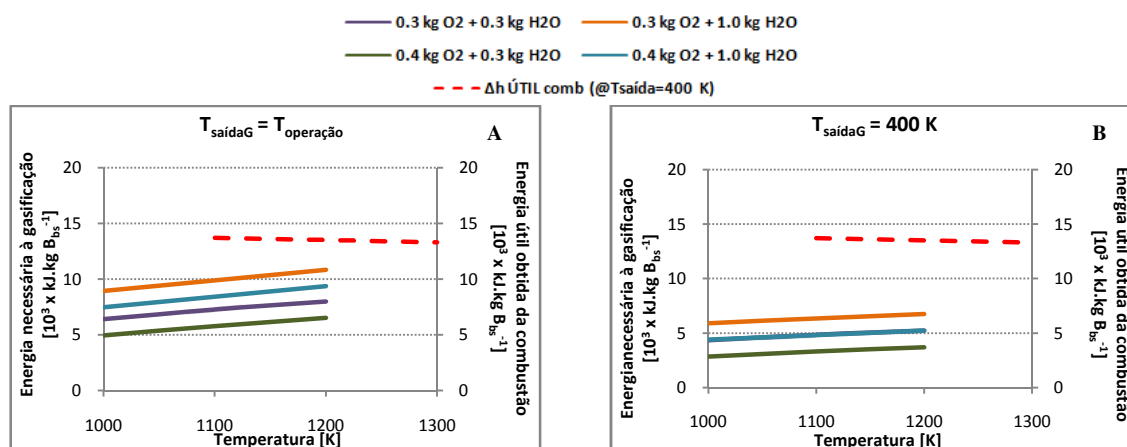
**Figura 5-14: Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com misturas de vapor e ar e energia útil obtida da combustão de biomassa.**

A gasificação utilizando agentes de gasificação com misturas de dois componentes pode agregar as vantagens da utilização de vapor como agente de gasificação e a da utilização de oxigénio para diminuir a necessidade energética do processo. No entanto, é necessário saber escolher quais as proporções de cada um para maximizar a qualidade do gás e minimizar a necessidade energética. Da análise do balanço energético verifica-se: (1) com fracção constante de ar e aumentando a fracção de vapor no agente de gasificação, verifica-se que as necessidades energéticas aumentam,

mesmo com o aumento da fracção de ar, o que poderia fornecer alguma energia; (2) mesmo com aumento simultâneo da fracção de ar e de  $H_2O$ , verifica-se, ainda assim, um pequeno aumento da necessidade energética; (3) quantidades maiores de ar no agente de gasificação tornam o processo menos endotérmico; (4) o aproveitamento da energia associada ao calor sensível dos produtos de gasificação diminui as necessidades de energia para o processo de gasificação; (5) a energia útil produzida pelo combustor para o caudal de alimentação considerado é suficiente para possibilitar a ocorrência das reacções de gasificação. Assim, conclui-se que a utilização de misturas de vapor e ar atmosférico pode ser benéfica para conseguir produzir um gás com poder calorífico interessante e ao mesmo tempo, não ser necessário fornecer grandes quantidades de energia.

#### 5.6.6 GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA COM MISTURAS DE VAPOR DE ÁGUA E OXIGÉNIO

O balanço energético da gasificação com misturas de vapor e oxigénio puro como agente de gasificação é mostrado pela **Figura 5-15**.



**Figura 5-15:** Comparação entre a energia necessária para gasificação de biomassa com misturas de vapor e oxigénio e energia útil obtida da combustão de biomassa.

A gasificação com misturas de vapor e oxigénio puro comporta-se energeticamente como a gasificação com misturas de vapor e ar atmosférico. Verificam-se as mesmas tendências de necessidades energéticas. Também se verifica que a energia útil produzida pelo combustor é suficiente para que as reacções de gasificação ocorram, mesmo que não se considere o aproveitamento do calor sensível associado aos produtos de gasificação.

Com o balanço energético conclui-se que não deve ter em atenção apenas a composição de produtos que o processo irá produzir mas ter em conta também, o seu consumo/produção de energia pois pode torna-lo numa mais-valia ou num processo desinteressante.

## 6 MODELO OPERACIONAL DO GASIFICADOR

O interesse dos leitos fluidizados no processo de gasificação reside no facto de permitirem a segregação física do local onde ocorre a combustão dos locais onde ocorre a gasificação, e deste modo ter acesso a um mais vasto conjunto de condições operatórias, tais como as que se ensaiaram até aqui, tendo em vista a produção de um gás de qualidade superior, ou seja, mais rico em  $H_2$  e  $CO$ .

A segregação física dos locais não pode obstar à necessidade de transferir a energia térmica do reactor de combustão para o reactor de gasificação.

O uso do leito fluidizado de partículas permite o transporte de energia térmica (calor sensível) entre os reactores de combustão e gasificação, tirando partido do elevado coeficiente de transferência de calor que o leito de partículas oferece, o que será cerca de 10 vezes mais que a transferência gás-sólido.

Neste capítulo serão analisadas as duas configurações explicitadas na **Secção 2.3** assim como alguns pormenores que devem ser discutidos de modo a tornar o sistema mais vantajoso e eficiente. Alguns deles são referidos neste capítulo como é o caso de várias particularidades de cada configuração considerada, isolamentos e limpeza e *upgrade* do gás produzido.

### 6.1 “DUAL IN SERIES DESIGN” – SISTEMA DE RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS

Considere-se um caudal ascendente de ar junto com uma alimentação contínua de sólidos finos num tubo vertical (**Figura 2-2**). Se a velocidade superficial do gás é elevada o suficiente e o caudal de sólidos é baixo o suficiente, então todos os sólidos irão ser transportados pelo tubo como partículas separadas bem dispersas pelo gás. A um certo ponto, os caudais de gás ou sólidos podem ser alterados e conseguir-se manter mesmo assim uma mistura ascendente gás-sólido dispersa. Este regime é chamado “transporte pneumático” e este regime opera tradicionalmente com velocidades superficiais do gás elevadas, para assim poder prevenir a deposição dos sólidos particularmente nas superfícies horizontais do sistema. A razão de caudal mássico de sólido-gás é geralmente de 1:20 o que representa uma elevada fracção de vazios. Em sistemas assim diluídos pode-se assumir que não existe interacção entre as partículas (Kunii & Levenspiel, 1991).

Um sistema de recirculação de sólidos é muito comum em leitos fluidizados circulantes. As diferenças situam-se no facto de nos leitos fluidizados circulantes, a recirculação de sólidos dá-se entre o reactor e o ciclone e as quantidades recirculadas são bastante elevadas e, neste caso, a

recirculação de sólidos será entre dois reactores e as quantidades transferidas vão depender apenas das quantidades de energia que se quer transferir e da temperatura dos processos.

A recirculação de sólidos tem como objectivo, transferir calor das partículas do leito fluidizado de combustão para o leito fluidizado de gasificação. Assim, consegue-se aproveitar algumas quantidades de calor para a gasificação, que é um processo endotérmico.

### 6.1.1 CAUDAIS DE RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS

Para o cálculo do caudal de recirculação de sólidos foi estipulado que o caudal de leito que sai do reactor de combustão é o mesmo que o caudal de leito que sai do reactor de gasificação, para que assim se consiga manter um nível de leito constante. Os sólidos podem ser impulsionados pela entrada de  $N_2$  ou mesmo pelo aproveitamento dos gases de combustão produzidos. No entanto, neste caso específico, irá ser utilizado um caudal de ar correspondente ao caudal de ar secundário que o reactor de combustão necessita. Se este gás tiver velocidade suficiente, transportará os sólidos até ao reactor de combustão.

O cálculo do caudal do leito a recircular é efectuado através da seguinte correlação:

$$\Delta h_{\text{útil}} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{S}} \right] = \dot{S}_L C_{pL} (T_C - T_G) \quad \text{Eq. 6-1}$$

A entalpia útil tem que englobar a entalpia que é necessária para a gasificação e as perdas de energia originadas pelo transporte dos sólidos, tal como mostra a seguinte expressão:

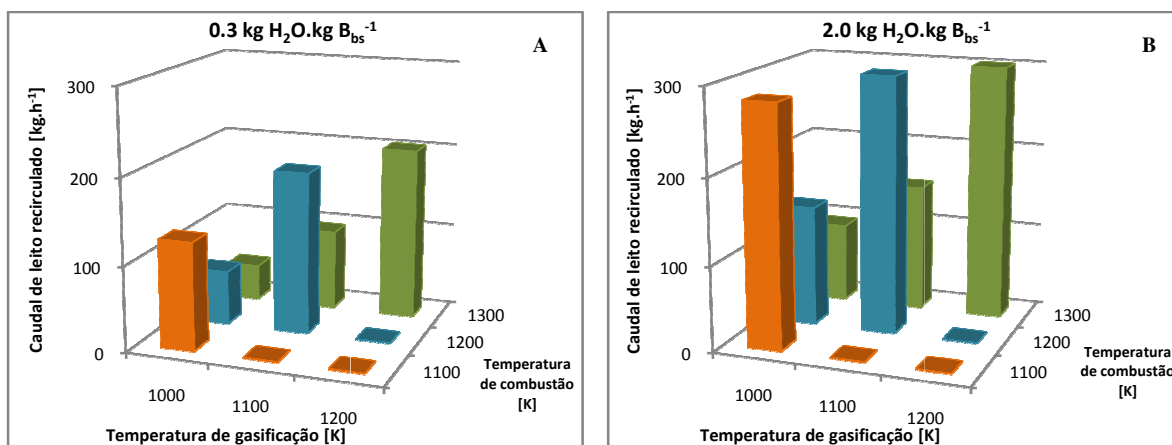
$$\Delta h_{\text{útil}} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{S}} \right] = \Delta h_{\text{útil gasificação}} + \text{Perdas}_{\text{transporte}} \quad \text{Eq. 6-2}$$

Considerando-se, por exemplo, que se perde durante o transporte 5% da energia necessária, então a **Eq. 6-2** simplifica para:

$$\Delta h_{\text{útil}} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{S}} \right] = \Delta h_{\text{útil gasificação}} + (0.05 \Delta h_{\text{útil gasificação}}) \quad \text{Eq. 6-3}$$

Para exemplificar a quantidade de sólidos que deve ser recirculada são aqui mostrados apenas o caso da gasificação com vapor, uma vez que todos os casos seguem a mesma tendência, diferindo apenas na maior ou menor quantidade de energia necessária ao processo de gasificação.

Na **Figura 6-1**, A e B, está representado o caudal de leito que deve ser recirculado em função das temperaturas que se verificam no leito de combustão e no leito de gasificação.



**Figura 6-1: Caudal de leito a recircular, para gasificação com A: 0.3 e B: 2.0 kg H<sub>2</sub>O.kg B<sub>bs</sub><sup>-1</sup>, sem aproveitamento do calor sensível dos produtos de gasificação.**

Analisando as figuras, verifica-se que quanto menor for a diferença de temperatura entre o RLFC e o RLFG, maior será o caudal necessário recircular para transferir a mesma quantidade de energia. Observa-se que, para quantidades crescentes de vapor adicionado como agente de gasificação, os caudais de leito que deverão ser recirculados serão maiores, ou seja, uma maior necessidade energética para o processo de gasificação, implica um caudal de leito maior. Caso se procedesse ao aproveitamento do calor sensível associado aos produtos de gasificação, as necessidades energéticas do processo iriam diminuir, o que provocaria uma diminuição no caudal de leito a recircular. Verifica-se também que, quanto maior for a diferença de temperatura entre o leito de gasificação e o leito de combustão, menor será o caudal que é necessário recircular. Isto observa-se porque, como o leito de combustão está a uma temperatura bastante superior que o leito de gasificação, a recirculação do leito irá transportar uma grande quantidade de calor para o reactor de gasificação, que por estar a realizar a gasificação a uma temperatura bem mais baixa, não irá necessitar de grandes caudais para colmatar essa necessidade. Recorda-se que este processo é o mais endotérmico dos processos estudados e por isso os caudais de recirculação calculados são extremamente elevados. Como o processo de gasificação com outros tipos de agente de gasificação requer fornecimento de menor quantidade de energia, os caudais de recirculação de sólidos são menores. Como se torna óbvio, a recirculação de grandes quantidades de partículas de um leito que apenas possui 0.7 kg de areia, será impraticável e como tal, o recomendado é manter a maior diferença de temperatura possível entre o leito de combustão e de gasificação e ter em conta a necessidade energética do processo que se está a aplicar. Por esta razão, foi delimitado um caudal de recirculação de sólidos na gama entre 32 kg.h<sup>-1</sup> (8.89 g.s<sup>-1</sup>) e 100 kg.h<sup>-1</sup> (27.8 g.s<sup>-1</sup>).

### 6.1.2 DIÂMETRO DO TUBO DE RECIRCULAÇÃO

O diâmetro do tubo de recirculação de sólidos não é uma dimensão que se possa determinar através de um cálculo. Vai depender do tipo de partículas que se quer recircular, dimensão do tubo, caudal de ar que se deve introduzir, etc. A variável mais importante neste tipo de cálculo é a velocidade terminal da partícula pois influencia o caudal de escoamento gasoso que é necessário para arrastar o tipo de partículas presentes no leito.

Neste caso, irá ser feita a integração do sistema, por forma a que o ar que seja introduzido no tubo de recirculação seja o ar secundário necessário ao combustor.

O cálculo da velocidade terminal das partículas de leito pode-se fazer através da correlação **Eq. 1-3** ou pelo seguinte método, apresentado num programa em linguagem FORTRAN, UTER (Licht, 1988):

Cálculo do número de Galileu pela correlação

$$Ga = \frac{4}{3} 9.8 (\rho_s - \rho_g) \frac{\rho_g}{\mu_g^2} dp_b^3 \quad \text{Eq. 6-4}$$

Cálculo do diâmetro adimensional

$$Dp_b^* = \log_{10}(\sqrt[3]{Ga}) \quad \text{Eq. 6-5}$$

Cálculo da velocidade adimensional

$$v^* = -1.387 + 2.153 Dp_b^* - 0.548 Dp_b^{*2} + 0.05665 Dp_b^{*3} \quad \text{Eq. 6-6}$$

Cálculo da velocidade terminal da partícula

$$u_t = \frac{10^{v^*}}{\left(\frac{3}{4} \rho_g^2 \mu_g (\rho_s - \rho_g)\right)^{\frac{1}{3}}} \quad \text{Eq. 6-7}$$

Deve-se assegurar que a velocidade que as partículas atingem no tubo de recirculação seja superior à velocidade terminal da partícula calculada, para assim, garantir que esta é arrastada pelo escoamento gasoso, considerando um factor de excesso à velocidade terminal da partícula.

Sabendo o ar secundário necessário ao combustor, pode-se determinar a área de secção do tubo, pela correlação:

$$As_{tr} = \frac{\dot{G}_{ar \text{ secundário}}}{u_t} \quad \text{Eq. 6-8}$$

É necessário ter em consideração que o ar introduzido no tubo de recirculação deve estar nas condições adequadas.

Sabendo a área de secção do tubo de recirculação pode-se retirar o diâmetro que o tubo deve ter:

$$D_{tr} = \sqrt{\frac{4 As_{tr}}{\pi}} \quad \text{Eq. 6-9}$$



Aplicando agora a este trabalho, tem-se:

**Tabela 6-1: Velocidade terminal das partículas de leito**

| $dp_b$ | $\rho_s$              | T   | $\rho_g$              | $\mu_g$                                | Ga    | $D^*$ | $v^*$ | Velocidade terminal  |
|--------|-----------------------|-----|-----------------------|--|-------|-------|-------|----------------------|
| [m]    | [kg.m <sup>-3</sup> ] | [K] | [kg.m <sup>-3</sup> ] | [kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] | [-]   | [-]   | [-]   | [m.s <sup>-1</sup> ] |
| 0.0006 | 2620                  | 298 | 1.18                  | 1.84 E -05                             | 25900 | 1.47  | 0.775 | 4.56                 |

Para garantir que a partícula é arrastada pelo escoamento gasoso assumiu-se um factor de excesso da velocidade terminal calculada de 1.5, resultando numa velocidade terminal de 6.84 m.s<sup>-1</sup>. Calculando agora, a área de secção que o tubo de recirculação de sólidos deve ter, através da **Eq. 6-8**:

**Tabela 6-2: Diâmetro do tubo de recirculação**

| $u_t$                | $\dot{G}_{ar\text{ secundário}}$                | $1.5 u_t$            | $A_{s\text{ tr}}$ | $D_{tr}$ |
|----------------------|---|----------------------|-------------------|----------|
| [m.s <sup>-1</sup> ] | [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .s <sup>-1</sup> ] | [m.s <sup>-1</sup> ] | [m <sup>2</sup> ] | [m]      |
| 4.56                 | 0.00255   | 6.84                 | 3.73 E -04        | 0.022    |

Convém perceber se o caudal de ar secundário introduzido no tubo de recirculação de sólidos é suficiente para arrastar os sólidos até ao combustor. Para isso, calcula-se pelas seguintes correlações, os caudais mássico e volumétrico de ar introduzido no tubo.

$$\dot{G}_{m,A,tr} \left[ \frac{\text{kg ar}}{\text{s}} \right] = 1.5 u_t A_{s,tr} \rho_{ar} \quad \text{Eq. 6-10}$$

$$\dot{G}_{v,A,tr} \left[ \frac{\text{m}_N^3}{\text{s}} \right] = \frac{\dot{G}_{m,A,tr}}{M_{ar}} \cdot R \cdot T, \quad \text{com } P = 1.013 \times 10^5 \text{ Pa e } T = 273 \text{ K} \quad \text{Eq. 6-11}$$

Neste caso, tem-se:

**Tabela 6-3: Comparação de caudal de ar necessário para arrastar os sólidos recirculados e caudal de ar fornecido como ar secundário**

| T   | $\dot{G}_{m,A,tr}$       | $\dot{G}_{v,A,tr}$                              | $\dot{G}_{ar\text{ secundário}}$                |
|-----|--------------------------|---|---|
| [K] | [kg ar.s <sup>-1</sup> ] | [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .s <sup>-1</sup> ] | [m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .s <sup>-1</sup> ] |
| 298 | 0.0030                   | 0.00233   | < 0.00255                                       |

Sendo que o caudal volumétrico necessário para arrastar os sólidos é menor que o caudal de ar secundário que é fornecido, então não haverá nenhum problema de arraste de sólidos até ao reactor de combustão.

Uma das preocupações que se deve ter é saber se o caudal de ar primário injectado no leito de combustão é suficiente para fluidizar o reactor. Assim, da mesma forma que foi feito para a correlação **Eq. 4-11**, tem-se:

$$\dot{G}_{m,A,C} \left[ \frac{\text{kg ar}}{\text{s}} \right] = 3 u_{mfC} A_{s,RLFC} \rho_{ar} \quad \text{Eq. 6-12}$$

$$\dot{G}_{v,A,C} \left[ \frac{\text{m}_N^3}{\text{s}} \right] = \frac{\dot{G}_{m,A,RLFC} \cdot R \cdot T}{P} \quad \text{Eq. 6-13}$$

Assim, considerando que o ar primário ao entrar em contacto com o leito aquece à temperatura de operação, tem-se:

**Tabela 6-4: Comparação entre caudal de ar fornecido como ar primário e caudal de ar necessário para fluidizar o RLFC**

| $u_{mfC}$<br>[m.s <sup>-1</sup> ] | T<br>[K] | $\rho_{ar}$<br>[kg.m <sup>-3</sup> ] | $\dot{G}_{m,A,C}$<br>[kg ar.s <sup>-1</sup> ] | $\dot{G}_{v,A,C}$<br>[m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .s <sup>-1</sup> ] | $\dot{G}_{ar \text{ primário}}$<br>[m <sup>3</sup> <sub>N</sub> .s <sup>-1</sup> ] |
|-----------------------------------|----------|--------------------------------------|---|--|--|
| 0.1298                            | 1100     | 0.321                                | 0.00562                                       | 0.00438  |  |
| 0.1153                            | 1200     | 0.294                                | 0.00515                                       | 0.00401  | < 0.00596  |
| 0.1096                            | 1300     | 0.271                                | 0.00403                                       | 0.00311  |  |

Como se verifica que os caudais de ar primário necessários são inferiores ao fornecido para cada temperatura de operação, então não haverá problemas na fluidização do leito de combustão. Pode-se concluir então, que a distribuição de caudais primário e secundário no leito fluidizado de combustão de 70%-30%, fornece caudais suficientes para fluidizar o leito de combustão (caudal de ar primário) e recircular os sólidos do leito provenientes do leito de gasificação (caudal de ar secundário).

### 6.1.3 PERDA DE CARGA NO TUBO DE RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS

A diferença de pressão entre dois pontos num tubo de transporte pneumático é dada pela equação de Bernoulli modificada para abranger um caudal de uma mistura gás-sólido em vez de apenas uma fase.

No caso de um escoamento permanente ao longo de um tubo cilíndrico de secção constante, sabe-se que a pressão diminui na direcção do escoamento, justificando-se o abaixamento da pressão para compensar a resistência do escoamento devido ao atrito do fluido na parede do tubo, ou seja, a perda de carga.

Uma queda de pressão adicional é causada por uma curva: quanto menor é o rácio raio da curva para o diâmetro do tubo, maior será a queda de pressão. Uma curva com raio pequeno leva à elevada queda de pressão e pode também causar erosão severa da parede do tubo e atrito de sólidos. Devido a estas consequências, curvas com diâmetro elevado devem ser usadas como linhas de transporte em sistemas de circulação de sólidos (Kunii & Levenspiel, 1991).

Kunii & Levenspiel (1991) apresentam a seguinte metodologia para calcular as perdas de carga num escoamento pneumático.

- Perdas de carga em linha

$$p_1 - p_2 = \frac{\bar{\rho} g L \sin \theta}{g_c} + \frac{u_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_g)}{g_c} + \Delta p_f \quad \text{Eq. 6-14}$$

Com:

$$\bar{\rho} = \rho_s (1 - \varepsilon_g) + \rho_g \varepsilon_g \quad \text{Eq. 6-15}$$

$$\Delta p_f = \Delta p_{f,g} + \Delta p_{f,s} = \frac{2f_g \rho_g u_g^2 L}{g_c d_r} + \frac{2f_s u_s^2 \rho_s (1 - \varepsilon_g) L}{g_c d_r} \quad \text{Eq. 6-16}$$

$$f_g = 0.0791 \text{Re}_t^{-0.25} \quad \text{para } 3 \times 10^3 < \text{Re}_t < 10^5 \quad \text{Eq. 6-17}$$

$$f_g = 0.0008 + 0.0552 \text{Re}_t^{-0.237} \quad \text{para } 10^5 < \text{Re}_t < 10^8 \quad \text{Eq. 6-18}$$

Para condições atmosféricas

$$f_s = \frac{0.05}{u_s} \quad \text{Eq. 6-19}$$

Para sistemas a elevadas pressões

$$f_s = 0.0252 \left( \frac{u_s \rho_s (1 - \varepsilon_g)}{\rho_g u_g} \right)^{0.0415} \left( \frac{u_s}{u_g} \right)^{-0.859} - 0.03 \quad \text{Eq. 6-20}$$

- Perdas de carga adicionais em curvas

$$\Delta p_c = 2 f_b \bar{\rho} u_0^2 \quad \text{Eq. 6-21}$$

**Tabela 6-5: Valor de  $f_b$  em função da razão raio da curva e diâmetro do tubo**  
(Kunii & Levenspiel, 1991)

| $r_b/d_t$ | $f_b$ |
|-----------|-------|
| 2         | 0.375 |
| 4         | 0.188 |
| > 6       | 0.125 |

Aplicando ao caso de estudo tem-se para as perdas em linha e considerando as seguintes variáveis:

**Tabela 6-6: Variáveis para cálculo da perda de carga em linha**

| T   | $\rho_s$              | $\rho_g$              | $\mu_g$                                | $\varepsilon_g$ | $\Theta$ | $u_s = u_g$          | L   |
|-----|-----------------------|-----------------------|--|-----------------|----------|----------------------|-----|
| [K] | [kg.m <sup>-3</sup> ] | [kg.m <sup>-3</sup> ] | [kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] | [-]             | [°]      | [m.s <sup>-1</sup> ] | [m] |
| 298 | 2620                  | 1.18                  | 1.84 E -5                              | 0.95            | 90       | 6.84                 | 2   |

então:

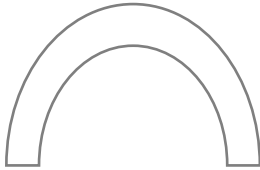
Tabela 6-7: Perda de carga em linha

| $\bar{\rho}$          | $G_s$                                  | $Re_t$ | $f_g$  | $f_s$   | $\Delta p_f$ | $\Delta p$ |                       |
|-----------------------|--|--------|--------|---------|--------------|------------|-----------------------|
| [kg.m <sup>-3</sup> ] | [kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> ] | [-]    | [-]    | [-]     | [Pa]         | [Pa]       | [cm H <sub>2</sub> O] |
| 132.1                 | 0.4036                                 | 9211,7 | 0.0081 | 0.00731 | 75.8         | 2393.6     | 24.41                 |

Para a perda de carga em curvas tem-se:

Para curvas largas

Considerando raio da curva de 0.50 m

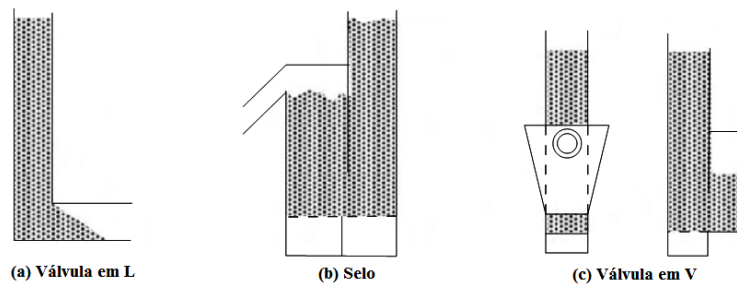


$$\frac{r_b}{d_r} = \frac{0.5}{0.022} = 22.7 \Rightarrow f_b = 0.125$$

$$\Delta p_c = 1545.3 \text{ Pa} = 15.76 \text{ cm H}_2\text{O}$$

#### 6.1.4 VÁLVULAS NÃO MECÂNICAS – SELOS

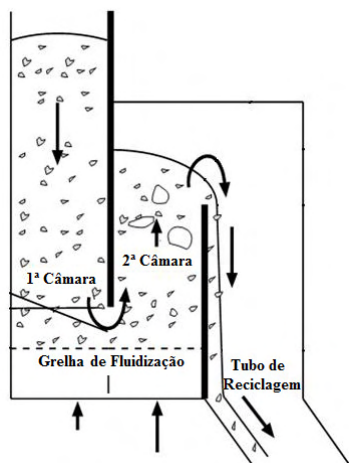
As válvulas não mecânicas são dispositivos que recirculam sólidos sem a intervenção de força externa mecânica e são frequentemente utilizadas para transferir sólidos do reactor para o tubo de recirculação de sólidos por acção de ar ou outro tipo de gás. Como não têm partes móveis tornam-se robustas, baratas, de simples construção e fácil manutenção (Basu, 2006). A **Figura 6-2** mostra alguns tipos de válvulas não mecânicas.



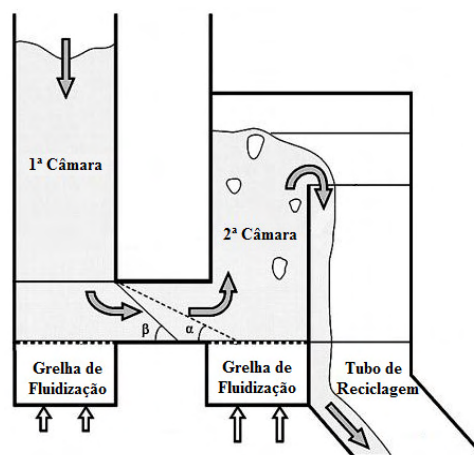
**Figura 6-2: Exemplos de válvulas não mecânicas**  
(Basu, 2006)

Deve ser dimensionado um dispositivo que intermedeie a ligação entre o RLFC e o RLFG, uma vez que não interessa que passe gás do reactor de combustão para o reactor de gasificação, apenas partículas de leito.

Os selos são dispositivos que intermedeiam um escoamento de uma mistura gás+sólidos, e funcionam como uma barreira ao gás fazendo com que apenas os sólidos passem a jusante do selo. São usados extensamente em LF em regime circulante e gasificadores. A **Figura 6-3** e **Figura 6-4** mostram exemplos típicos de selos.



**Figura 6-3: Exemplo de um selo**  
(Basu, 2006)



**Figura 6-4: Exemplo de um selo**  
(Basu & Butler, 2009)

Um selo típico consiste em duas câmaras: a primeira câmara recebe os sólidos vindos do reactor e a segunda câmara transfere os sólidos para o segundo reactor ou tubo de recirculação através de um tubo de reciclagem. Os sólidos da primeira câmara movem-se horizontalmente através da parte inferior de uma parede que separa as duas câmaras. A segunda câmara fluidiza os sólidos permitindo que estes se movam. Entre a segunda câmara e o tubo de recirculação existe uma barreira que os separa. Os sólidos fluidizados passam esta barreira e caem por acção da força da gravidade no tubo de reciclagem. A fluidização das câmaras é efectuada com azoto. O caudal de  $N_2$  introduzido no selo tem apenas a função de fazer os sólidos circularem e por isso não é elevado. Neste trabalho, estes caudais foram desprezados, sendo considerado que não influenciam o sistema.

Basu é um dos autores que mais tem estudado este tipo de dispositivo. Podem ser encontrados varias tipologias de selos em seus trabalhos e qual a influência de várias condições operatórias no seu funcionamento. Em Basu (2006) pode ser encontrada uma metodologia de dimensionamento destes tipos de selos. Segundo alguns artigos que o autor escreveu, um dos factores que influenciam o funcionamento do selo é a fracção de vazios do leito de partículas. Consoante os regimes de fluidização, os valores de fracção de vazios vão alterando como refere Basu & Cheng (2000).

**Tabela 6-8: Comparação de fracção de vazios no *freeboard* em diferentes regimes de leito fluidizado**  
(Basu & Cheng, 2000)

| Leito fluidizado   | Fracção de vazios no <i>freeboard</i> |
|--------------------|---------------------------------------|
| Regime borbulhante | 0.45 – 0.60                           |
| Regime turbulento  | 0.60 – 0.78                           |
| Fluidização rápida | 0.78 – 0.84                           |

No entanto, no âmbito deste projecto e devido à pequena concentração de sólidos considerados para recircular, considerou-se que a fracção de vazios no tubo de recirculação é aproximadamente 1. Os mesmos autores referem as equações de balanço de pressão para cada local. Segundo dados

experimentais, concluíram que, para uma determinada velocidade de recirculação de sólidos, o selo tem uma gama ótima de operação, ou seja quando a velocidade do gás no tubo de recirculação varia, a gama operatória do selo também varia.

Cheng & Basu (1999) apresentam uma abordagem teórica ao cálculo da queda de pressão no selo e de como o caudal de recirculação do selo pode ser determinado através da análise do balanço de pressão pelo selo. Entretanto, em vários estudos concluiu-se que:

- a) O caudal de recirculação de sólidos aumenta com o aumento do caudal de fluidização do selo (Cheng & Basu, 1999; Basu & Cheng, 2000);
- b) Com o aumento do tamanho da partícula, o caudal de ar de arejamento no selo aumenta para manter o mesmo caudal de recirculação de sólidos (Kim & Kim, 2002)
- c) O caudal de recirculação de sólidos aumenta com o aumento da pressão do sistema (Cheng & Basu, 1999)

Em relação à **Figura 6-4**, Basu & Butler (2009) referem que quanto maior for o comprimento da passagem horizontal, maior será a resistência ao escoamento dos sólidos. Este começa apenas depois do caudal de ar pela primeira câmara exceder um limite que aumenta com o aumento do comprimento da passagem horizontal. Este limite resulta das forças de fricção inter-partículas e do caudal de agente de fluidização do selo, que tem de ser superior ao requerido para velocidade mínima de fluidização. O arejamento do selo é dividido de modo a que o arejamento na primeira câmara seja menor que o requerido para mínima fluidização e o caudal que sobra transporta os sólidos pela passagem horizontal.

## 6.2 “EMBEDDED DESIGN” – TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Foi já referido no **Secção 5.3**, a metodologia de cálculo dos coeficientes de transferência de calor do leito e do *freeboard* para a parede e os valores encontrados para este caso (**Tabela 5-3**). É conveniente, nesta configuração (**Figura 2-3**) que o RLFG deva ser constituído por uma parede simples, de preferência de um material com uma boa condutibilidade térmica.

Sabendo os coeficientes de transferência de calor do RLFC e a energia necessária para cada processo de gasificação analisado, é possível saber qual a temperatura que o RLFC deverá ter para satisfazer as necessidades energéticas do reactor de gasificação, segundo a seguinte correlação:

$$\Delta \dot{h}_{\text{necessário à gasificação}} = h_{\text{leito-parede}} \cdot A_l \cdot (T_C - T_G) + h_{\text{freeboard-parede}} \cdot A_f \cdot (T_C - T_G) \quad \text{Eq. 6-22}$$

Esta correlação tem em consideração a contribuição da transferência de calor do leito e do *freeboard* do RLFC para o RLFG.

A temperatura do RLFC tem de ser superior ao RLFG, para que se possa transferir energia para o processo de gasificação. Poderia utilizar-se como variável a altura do leito de gasificação e fixar a temperatura de combustão, mas a nível técnico, não seria exequível se para cada caso de estudo e devido às diferentes necessidades energéticas, se tivesse de alterar a altura que o RLFG se encontra mergulhado no leito do RLFC. Para exemplificar, é mostrado na **Tabela 6-9** o cálculo da temperatura que o leito de combustão deverá ter para satisfazer as necessidades energéticas do processo de gasificação no caso de utilização de vapor como agente de gasificação, em função da área de superfície do RLFG que se encontra no leito do RLFC. Foram utilizados os valores dos coeficientes de transferência de calor,  $h_{\text{leito}}$  e  $h_{\text{freeboard}}$ , calculados no capítulo anterior (**Tabela 5-3**). Neste primeiro caso, foi considerado que 10 cm do RLFG estão imersos no leito do RLFC, estando a restante altura do RLFG integrada no *freeboard* do RLFC.

**Tabela 6-9: Temperatura do leito de combustão necessária para satisfazer as necessidades energéticas do rector de gasificação para uma altura imersa no leito de RLFC de 10 cm**

|  | $T_G$ | $\Delta h_{\text{necessário}}$<br>à gasificação | $h_{\text{leito}}$      | Altura do<br>RLFG no<br>leito de RLFC | Área de RLFG<br>no leito de<br>RLFC | $h_{\text{freeboard}}$  | Altura do<br>RLFG no leito<br>de RLFC | Área do<br>RLFG no leito<br>de RLFC | $T_C$ |
|--|-------|---|-------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|-------|
|  | [K]   | [J/s]   | [J/s.m <sup>2</sup> .K] | [m]                                   | [m <sup>2</sup> ]                   | [J/s.m <sup>2</sup> .K] | [m]                                   | [m <sup>2</sup> ]                   | [K]   |
| 0.3 kg<br>H <sub>2</sub> O.kg<br>B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> | 1000  | 2708.93   | 420                     | 0.1                                   | 0.01194                             | 50                      | 1.3                                   | 0.15522                             | 1212  |
|  | 1100  | 4051.47   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1417  |
|  | 1200  | 4323.17   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1538  |
| 2.0 kg<br>H <sub>2</sub> O.kg<br>B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> | 1000  | 5950.60   | 420                     | 0.1                                   | 0.01194                             | 50                      | 1.3                                   | 0.15522                             | 1466  |
|  | 1100  | 6348.70   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1597  |
|  | 1200  | 6745.04   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1728  |

Verifica-se que, como o aumento da temperatura de gasificação se traduz num acréscimo da energia necessária para a ocorrência da gasificação nessas condições de operação, o que irá acarretar uma temperatura do leito de combustão maior. Se se aumentar a área de superfície do RLFG em contacto com o leito do RLFC, para 20 cm, tem-se:

**Tabela 6-10: Temperatura do leito de combustão necessária para satisfazer as necessidades energéticas do rector de gasificação para uma altura imersa no leito de RLFC de 20 cm**

|  | $T_G$ | $\Delta h_{\text{necessário}}$<br>à gasificação | $h_{\text{leito}}$      | Altura do<br>RLFG no<br>leito de RLFC | Área de RLFG<br>no leito de<br>RLFC | $h_{\text{freeboard}}$  | Altura do<br>RLFG no leito<br>de RLFC | Área do<br>RLFG no leito<br>de RLFC | $T_C$ |
|--|-------|---|-------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|-------|
|  | [K]   | [J/s]   | [J/s.m <sup>2</sup> .K] | [m]                                   | [m <sup>2</sup> ]                   | [J/s.m <sup>2</sup> .K] | [m]                                   | [m <sup>2</sup> ]                   | [K]   |
| 0.3 kg<br>H <sub>2</sub> O.kg<br>B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> | 1000  | 2708.93   | 420                     | 0.2                                   | 0.02388                             | 50                      | 1.2                                   | 0.14328                             | 1158  |
|  | 1100  | 4051.47   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1336  |
|  | 1200  | 4323.17   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1451  |
| 2.0 kg<br>H <sub>2</sub> O.kg<br>B <sub>bs</sub> <sup>-1</sup> | 1000  | 5950.60   | 420                     | 0.2                                   | 0.02388                             | 50                      | 1.2                                   | 0.14328                             | 1346  |
|  | 1100  | 6348.70   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1469  |
|  | 1200  | 6745.04   |                         |                                       |                                     |                         |                                       |                                     | 1592  |

Aumentando a área de superfície do reactor de gasificação imersa no leito de combustão, a temperatura do RLFC necessária para satisfazer as necessidades do RLFG diminui, uma vez que se verifica que a transferência de calor no leito é bastante superior à transferência de calor no *freeboard*.

Assim, conclui-se que, como tecnicamente não seria praticável alterar a área de contacto do reactor de gasificação submersa no leito de combustão consoante as necessidades energéticas do processo, pelo que foi fixada uma altura do RLFG que estará submersa no RLFC e variar a temperatura do reactor de combustão, o que fornecerá maior ou menor quantidade de energia conforme as necessidades do processo.

### 6.3 AVALIAÇÃO ENERGÉTICA GLOBAL DO SISTEMA RLFC + RLFG

Foi referido que um dos objectivos deste trabalho é a avaliação energética global do sistema RLFC + RLFG e das opções de aproveitamento energético que o sistema fornece. Assim, por este motivo foram compiladas em duas tabelas, os valores obtidos referentes à análise energética do sistema e das várias opções de aproveitamento de energia.

A **Tabela 6-11** é referente à configuração “Dual in series design”, enquanto que a **Tabela 6-12** refere-se à configuração “Embed design”.

Tendo em conta os resultados obtidos com o balanço mássico e energético e as várias opções de aproveitamento de energia (**secção 5.4**), pode salientar-se os seguintes pontos:

- i. Foram considerados apenas alguns rácios dentro de cada tipo de agente de gasificação, como exemplo, tendo em conta a composição do gás produzido e a respectiva avaliação energética;
- ii. É considerado que a gasificação ocorre a 1000 K;
- iii. É com base na entalpia útil do processo de gasificação ( $\Delta h_{\text{útil,G}}$ ) que foi considerada a energia necessária para que o processo ocorra;
- iv. A energia necessária ao processo de gasificação tem origem na energia útil do processo de combustão ( $\Delta h_{\text{útil,C}}$ );
- v. Quanto à temperatura de saída dos gases de gasificação são considerados dois casos: a saída à temperatura de operação (1000 K) e o aproveitamento do seu calor sensível até atingir a temperatura de 400 K;
- vi. Para a quantidade de energia requerida pelo sistema de gasificação, foi calculado o caudal mínimo de biomassa que é necessário fornecer ao combustor para que possa transferir a quantidade de energia que é requerida no gasificador, sendo dada por:



$$\Delta \dot{h}_{G_{\text{necessária}}} = \Delta \dot{h}_{C_{\text{fornecida}}} = \Delta h_{\text{útilC}} \dot{S}_{BC} \quad \text{Eq. 6-23}$$

- vii. Foi calculado também, para cada caso, o rácio de alimentação necessária para a gasificação relativamente à alimentação de combustão ( $W_{CG}$ ) pela seguinte correlação:

$$W_{CG} = \frac{\text{Caudal biomassa}_G}{\text{Caudal biomassa}_C} \quad \text{Eq. 6-24}$$

- viii. No “Dual in series design”:
- É considerado que a combustão ocorre a 1300 K;
  - O caudal de sólidos a recircular é calculado através da **Eq. 6-1**, considerando novamente a perda de 5% da energia no transporte dos sólidos até ao reactor;
- ix. No “Embed design”:
- A temperatura requerida para o sistema de combustão ( $T_{C,\text{necessária}}$ ) é calculada pela **Eq. 6-22**;
  - Considera-se que 20 cm do reactor de gasificação se encontram mergulhados no leito de combustão;

Considerando, então, os pontos atrás mencionados, foram obtidas as seguinte tabelas:

Tabela 6-11: Avaliação energética à configuração “Dual in series design”

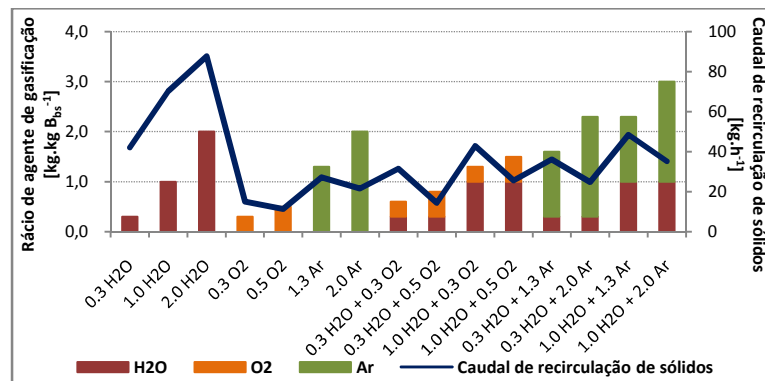
| CONFIGURAÇÃO A – “Dual in series design”   |   |        |        |        |       |       |                  |       |                             |           |           |           |  |           |           |           |
|--|---|--------|--------|--------|-------|-------|------------------|-------|-----------------------------|-----------|-----------|-----------|--|-----------|-----------|-----------|
| Tipo de agente de gasificação  |   | $H_2O$ |        |        | $O_2$ |       | $Ar$ atmosférico |       | $Mistura$ de $H_2O$ e $O_2$ |           |           |           | $Mistura$ de $H_2O$ e $Ar$ atmosférico |           |           |           |
| Rácio de agente de gasificação   | [kg.kg B <sup>-1</sup> ]                              | 0.3    | 1.0    | 2.0    | 0.3   | 0.5   | 1.3              | 2.0   | 0.3 + 0.3                   | 0.3 + 0.5 | 1.0 + 0.3 | 1.0 + 0.5 | 0.3 + 1.3                              | 0.3 + 2.0 | 1.0 + 1.3 | 1.0 + 2.0 |
| $\Delta h_{\text{útil,G}}$ (a 1000 K)  | [kJ.kg B <sub>G</sub> <sup>-1</sup> ]                 | -7802  | -13012 | -16258 | -2795 | -2115 | -5057            | -4023 | -5863                       | -2679     | -7993     | -4780     | -6741                                  | -4629     | -9053     | -6564     |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,G}}$ (a 1000 K)  | [kJ.s <sup>-1</sup> ]                                 | -2.67  | -4.45  | -5.56  | -0.95 | -0.72 | -1.72            | -1.37 | -1.99                       | -0.91     | -2.72     | -1.63     | -2.29                                  | -1.57     | -3.08     | -2.23     |
| Caudal biomassa para gasificação   | [kg B <sub>G</sub> .h <sup>-1</sup> ]                 | 1.23   | 1.23   | 1.23   | 1.23  | 1.23  | 1.23             | 1.23  | 1.23                        | 1.23      | 1.23      | 1.23      | 1.23                                   | 1.23      | 1.23      | 1.23      |
| <u>Processo de gasificação a 1000 K</u>  |   |        |        |        |       |       |                  |       |                             |           |           |           |  |           |           |           |
| $\Delta h_{\text{útil,C}}$ (a 1300 K)  | [kJ.kg B <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ]                 | 1403   | 1403   | 1403   | 1403  | 1403  | 1403             | 1403  | 1403                        | 1403      | 1403      | 1403      | 1403                                   | 1403      | 1403      | 1403      |
| Caudal recirculação de leito   | [kg leito.h <sup>-1</sup> ]                           | 42.1   | 70.1   | 87.6   | 15.0  | 11.3  | 27.1             | 21.5  | 31.4                        | 14.3      | 42.8      | 25.6      | 36.1                                   | 24.8      | 48.5      | 35.2      |
| Caudal biomassa para combustão   | [kg B <sub>C</sub> .h <sup>-1</sup> ]                 | 6.85   | 11.42  | 14.27  | 2.44  | 1.85  | 4.41             | 3.52  | 5.11                        | 2.33      | 6.98      | 4.18      | 5.88                                   | 4.03      | 7.90      | 5.72      |
| $W_{CG}$   | [kg B <sub>G</sub> .kg B <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ] | 0.18   | 0.11   | 0.09   | 0.50  | 0.66  | 0.28             | 0.35  | 0.24                        | 0.53      | 0.18      | 0.29      | 0.21                                   | 0.31      | 0.16      | 0.22      |
| <u>Temperatura de saída de gases de combustão de 400 K e temperatura de saída dos gases de gasificação de 1000 K</u> |   |        |        |        |       |       |                  |       |                             |           |           |           |  |           |           |           |
| $\Delta h_{\text{útil,C}}$ (de 1300 K a 400 K)   | [kJ.kg B <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ]                 | 11915  | 11915  | 11915  | 11915 | 11915 | 11915            | 11915 | 11915                       | 11915     | 11915     | 11915     | 11915                                  | 11915     | 11915     | 11915     |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,C}}$ (de 1300 K a 400 K)   | [kJ.s <sup>-1</sup> ]                                 | 22.67  | 37.80  | 47.23  | 8.08  | 6.12  | 14.60            | 11.65 | 16.91                       | 7.71      | 23.10     | 13.83     | 19.46                                  | 13.34     | 26.15     | 18.93     |
| <u>Temperatura de saída de gases de combustão de 400 K e temperatura de saída de gases de gasificação de 400 K</u>   |   |        |        |        |       |       |                  |       |                             |           |           |           |  |           |           |           |
| $\Delta h_{\text{útil,C}}$ (de 1300 K a 400 K)   | [kJ.kg B <sub>C</sub> <sup>-1</sup> ]                 | 11915  | 11915  | 11915  | 11915 | 11915 | 11915            | 11915 | 11915                       | 11915     | 11915     | 11915     | 11915                                  | 11915     | 11915     | 11915     |
| $\Delta h_{\text{útil,G}}$ (de 1000 K a 400 K)   | [kJ.kg B <sub>G</sub> <sup>-1</sup> ]                 | 1857   | 2909   | 4275   | 1585  | 1718  | 2292             | 2769  | 2055                        | 2151      | 3039      | 3118      | 2755                                   | 3210      | 3728      | 4167      |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,C+G}}$ (a 400 K)   | [kJ.s <sup>-1</sup> ]                                 | 23.31  | 38.79  | 48.69  | 8.62  | 6.71  | 15.38            | 12.60 | 17.61                       | 8.45      | 24.14     | 14.90     | 20.40                                  | 14.43     | 27.42     | 20.36     |

Tabela 6-12: Avaliação energética da configuração “Embebed design”

| CONFIGURAÇÃO B – “Embebed design”  |                         |        |        |        |       |       |                |       |                           |           |           |           |                                    |           |           |           |
|--|-------------------------|--------|--------|--------|-------|-------|----------------|-------|---------------------------|-----------|-----------|-----------|------------------------------------|-----------|-----------|-----------|
| Tipo de agente de gasificação  |                         | $H_2O$ |        |        | $O_2$ |       | Ar atmosférico |       | Mistura de $H_2O$ e $O_2$ |           |           |           | Mistura de $H_2O$ e Ar atmosférico |           |           |           |
| Rácio de agente de gasificação   | [kg.kg $B_G^{-1}$ ]     | 0.3    | 1.0    | 2.0    | 0.3   | 0.5   | 1.3            | 2.0   | 0.3 + 0.3                 | 0.3 + 0.5 | 1.0 + 0.3 | 1.0 + 0.5 | 0.3 + 1.3                          | 0.3 + 2.0 | 1.0 + 1.3 | 1.0 + 2.0 |
| $\Delta h_{\text{útil,G}} (a 1000 K)$  | [kJ.kg $B_G^{-1}$ ]     | -7802  | -13012 | -16258 | -2795 | -2115 | -5057          | -4023 | -5863                     | -2679     | -7993     | -4780     | -6741                              | -4629     | -9053     | -6564     |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,G}} (a 1000 K)$  | [kJ.s $^{-1}$ ]         | -2.67  | -4.45  | -5.56  | -0.95 | -0.72 | -1.72          | -1.37 | -1.99                     | -0.91     | -2.72     | -1.63     | -2.29                              | -1.57     | -3.08     | -2.23     |
| Caudal biomassa para gasificação   | [kg $B_G.h^{-1}$ ]      | 1.23   | 1.23   | 1.23   | 1.23  | 1.23  | 1.23           | 1.23  | 1.23                      | 1.23      | 1.23      | 1.23      | 1.23                               | 1.23      | 1.23      | 1.23      |
| Processo de gasificação a 1000 K   |                         |        |        |        |       |       |                |       |                           |           |           |           |                                    |           |           |           |
| $T_{C,necessária}$   | [K]                     | 1155   | 1259   | 1324   | 1055  | 1042  | 1100           | 1080  | 1116                      | 1053      | 1158      | 1095      | 1133                               | 1092      | 1179      | 1130      |
| $\Delta h_{\text{útil,C}} (a T_{C,necessária})$  | [kJ.kg $B_C^{-1}$ ]     | 3302   | 1842   | 926    | 4694  | 4873  | 4069           | 4347  | 3847                      | 4721      | 3260      | 4139      | 3610                               | 4181      | 2966      | 3651      |
| Caudal biomassa para combustão   | [kg $B_C.h^{-1}$ ]      | 2.91   | 8.70   | 21.61  | 0.73  | 0.53  | 1.52           | 1.13  | 1.86                      | 0.69      | 3.00      | 1.42      | 2.28                               | 1.35      | 3.74      | 2.20      |
| $W_{CG}$   | [kg $B_G.kg B_C^{-1}$ ] | 0.42   | 0.14   | 0.06   | 1.68  | 2.32  | 0.81           | 1.09  | 0.66                      | 1.78      | 0.41      | 0.87      | 0.54                               | 0.91      | 0.33      | 0.56      |
| Temperatura de saída dos gases de combustão de 400 K e temperatura de saída dos gases de gasificação de 1000 K |                         |        |        |        |       |       |                |       |                           |           |           |           |                                    |           |           |           |
| $\Delta h_{\text{útil,C}} (a T_{C,necessária})$  | [kJ.kg $B_C^{-1}$ ]     | 3302   | 1842   | 926    | 4694  | 4873  | 4069           | 4347  | 3847                      | 4721      | 3260      | 4139      | 3610                               | 4181      | 2966      | 3651      |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,C}} (de T_{C,necessária} a 400 K)$   | [kJ.s $^{-1}$ ]         | 2.67   | 4.45   | 5.56   | 0.95  | 0.72  | 1.72           | 1.36  | 1.99                      | 0.90      | 2.72      | 1.63      | 2.29                               | 1.57      | 3.08      | 2.23      |
| Temperatura de saída dos gases de combustão de 400 K e temperatura de saída dos gases de gasificação de 400 K  |                         |        |        |        |       |       |                |       |                           |           |           |           |                                    |           |           |           |
| $\Delta h_{\text{útil,C}} (a T_{C,necessária})$  | [kJ.kg $B_C^{-1}$ ]     | 3302   | 1842   | 926    | 4694  | 4873  | 4069           | 4347  | 3847                      | 4721      | 3260      | 4139      | 3610                               | 4181      | 2966      | 3651      |
| $\Delta h_{\text{útil,G}} (de 1000 K a 400 K)$   | [kJ.kg $B_G^{-1}$ ]     | 1857   | 2909   | 4275   | 1585  | 1718  | 2292           | 2769  | 2055                      | 2151      | 3039      | 3118      | 2755                               | 3210      | 3728      | 4167      |
| $\Delta \dot{h}_{\text{útil,C+G}} (a 400 K)$   | [kJ.s $^{-1}$ ]         | 3.30   | 5.45   | 7.02   | 1.49  | 1.30  | 2.50           | 2.31  | 2.69                      | 1.64      | 3.75      | 2.70      | 3.23                               | 2.66      | 4.36      | 3.65      |

O sistema de gasificação exige do sistema de combustão uma quantidade de energia suficiente para compensar a necessidade energética do sistema de gasificação, seja por recirculação de sólidos ou por transferência de calor pela parede. Assim, a natureza e o rácio de agente de gasificação influencia não só a necessidade energética do processo mas também a quantidade de energia que o processo de combustão necessita de produzir.

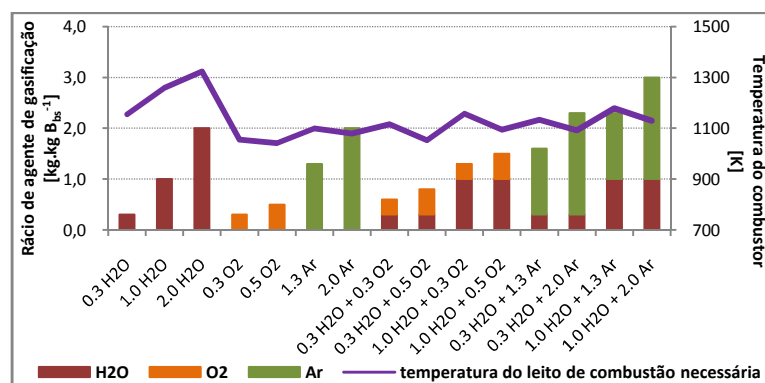
A **Figura 6-5** mostra o caudal de recirculação de sólidos que cada caso deverá ter para compensar a necessidade energética de gasificação, obtida a partir da **Tabela 6-11**.



**Figura 6-5: Caudal de recirculação de sólidos em função do tipo e rácio de agente de gasificação**

Como se pode observar, o caudal de sólidos de leito em recirculação, necessário para anular as necessidades energéticas do processo de gasificação, é mais elevado quando o agente de gasificação contém água e diminui quando aumentam os rácios de ar atmosférico ou O<sub>2</sub> na mistura de agente de gasificação.

Na **Figura 6-6** pode observar-se a temperatura mínima à qual o combustor deve operar para fornecer energia para o gasificador, por transferência de calor pela parede, obtida a partir da **Tabela 6-12**.



**Figura 6-6: Temperatura do combustor necessária em função do tipo e rácio de agente de gasificação**

Como se pode observar, a temperatura necessária no combustor segue a mesma tendência do caudal de recirculação de sólidos, ou seja, como as necessidades energéticas para a gasificação

aumentam com o aumento do rácio de água no agente de gasificação, a temperatura do combustor terá que ser mais elevada nesses casos, enquanto que com o aumento do rácio de ar ou  $O_2$ , a temperatura necessária no combustor já não necessita de ser tão elevada.

Nos casos em que o caudal de recirculação de sólidos calculado for inferior ao mínimo, poderá ser considerado um caudal mínimo de sólidos a recircular, mesmo que transfira quantidades de energia superiores ao requerido para o processo de gasificação. Neste caso, considerando um caudal mínimo de recirculação de  $32 \text{ kg leito.h}^{-1}$ , a energia associada é dada por:

$$\begin{aligned}\Delta \dot{h}_{\min} &= \frac{\dot{m}_L \cdot C_{pL} \cdot (T_C - T_G)}{1.05} \\ &= \frac{\frac{32}{3600} (0.8)(1300 - 1000)}{1.05} = 2.03 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}\end{aligned}\quad \text{Eq. 6-25}$$

sendo este valor, a quantidade mínima de energia que deverá ser transferida por recirculação de sólidos para o gasificador. Nos casos em que é superior ao requerido, o excesso de energia pode ser aplicado para utilidades associadas aos processos como aquecimento de reagentes, ar de combustão, agentes de gasificação, etc.

O caudal de biomassa que se deve introduzir no combustor para que este forneça esta quantidade de energia é dado por:

$$\begin{aligned}\Delta \dot{h}_{G_{\text{necessária}}} &= \Delta h_{C_{\text{fornecida}}} = \Delta h_{\text{útilC}} \dot{S}_{B_C} \\ \Leftrightarrow 2.03 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right] &= 1403 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg } B_C} \right] \cdot \dot{S}_{B_C} \\ \Leftrightarrow \dot{S}_{B_C} &= 5.21 \left[ \frac{\text{kg } B_C}{\text{h}} \right]\end{aligned}\quad \text{Eq. 6-26}$$

Poderá ser considerado também, uma temperatura mínima do sistema de combustão de 1100 K, mesmo que forneça quantidade de energia superior à requerida para o processo de gasificação. Neste caso, a energia associada à temperatura mínima do sistema de combustão é dada por:

$$\begin{aligned}\Delta \dot{h}_G &= h_L \cdot A_L (T_C - T_G) + h_F \cdot A_F (T_C - T_G) = \\ &= 420 \left( \pi \left( \frac{0.076}{2} \right) 0.2 \right) (1100 - 1000) + 50 \left( \pi \left( \frac{0.076}{2} \right) (1.4 - 0.2) \right) (1100 - 1000) \\ &= 1.72 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}\end{aligned}\quad \text{Eq. 6-27}$$

sendo este valor, a quantidade mínima de energia que deverá ser transferida pela parede do reator de combustão para o reator de gasificação. Nos casos em que a energia fornecida ao sistema é superior ao requerido (pelo processo de gasificação e compensação de perdas), o excesso de energia pode ser aplicado para a produção de utilidades.

O caudal de biomassa que se deve introduzir no combustor para que este forneça esta quantidade de energia é dado por:

$$\begin{aligned}
 \Delta \dot{h}_{G_{\text{necessária}}} &= \Delta \dot{h}_{C_{\text{fornecida}}} = \Delta h_{\text{útil}_C} \dot{S}_{B_C} \\
 \Leftrightarrow 1.72 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right] &= 4359 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg } B_C} \right] \cdot \dot{S}_{B_C} \\
 \Leftrightarrow \dot{S}_{B_C} &= 1.42 \left[ \frac{\text{kg } B_C}{\text{h}} \right]
 \end{aligned}
 \tag{Eq. 6-28}$$

Como se pode observar novamente pela **Tabela 6-11** e **Tabela 6-12**, o aproveitamento da energia sensível dos produtos de combustão e gasificação, fornece calor ou potência que pode ser aplicada em utilidades, alargando a aplicabilidade deste sistema não apenas na produção de um gás com características combustíveis mas também num sistema de produção de calor de forma directa.

## 6.4 MATERIAL E ISOLAMENTO DO REACTOR

O material que constitui o reactor e o isolamento que apresenta são factores de extrema importância para o bom funcionamento do reactor de gasificação, uma vez que é crucial conseguir manter-se uma temperatura suficientemente elevada dentro do reactor para que as reacções, maioritariamente endotérmicas, possam ocorrer.

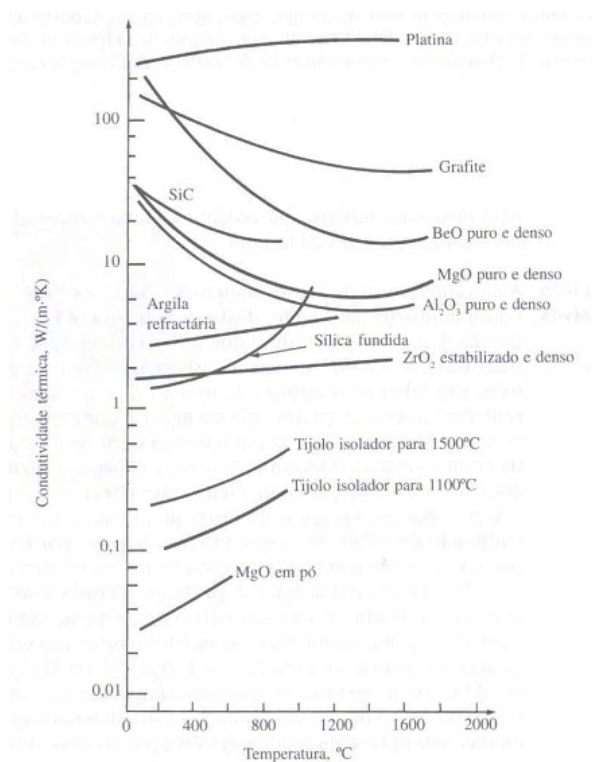
A decisão do tipo de material de construção do reactor de gasificação deve ter em conta:

- Possibilidade de manter uma temperatura elevada dentro do reactor;
- Ter uma condutibilidade térmica de acordo com a necessidade;
- Ser resistente a elevada temperatura, turbulência, corrosão.

Em reactores que estão expostos a este tipo de condições, é usual utilizar-se materiais refractários. Este tipo de materiais possui características que os tornam atractivos, tais como:

- Resistência a temperaturas elevadas;
- Resistência ao choque térmico, têm capacidade de manter a sua forma original sem abrir nem lascar, quando sujeitos a variações bruscas de temperatura, o que é condicionado pela capacidade dos refractários têm de acumular ou conduzir o calor;
- A elevada temperatura apresenta boas propriedades mecânicas e isolantes;
- Não reage com os compostos presentes;
- Não é bom condutor térmico.

Na **Figura 6-7** é apresentada a condutividade térmica de vários materiais refractários.



**Figura 6-7: Condutividade térmica de alguns materiais refractários**  
(Alves, 2006)

Em matéria de isolamento, um reactor de LF de gasificação deve ser bem isolado para que as perdas térmicas sejam mínimas.

A fibra cerâmica e a lã de rocha utilizadas como isolamento no RLFC têm as seguintes características:

**Tabela 6-13: Características do tipo de isolamento**

| Tipo de isolamento      | Massa volúmica [ $\text{kg.m}^{-3}$ ] | Condutividade [ $\text{W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}$ ] |
|-------------------------|---------------------------------------|---|
| Lã cerâmica CERABLANKET | 128                                   | 0.230   |
|                         | 96                                    | 0.270   |
| Lã de Rocha ROCKWOOL    | 100                                   | 0.116   |

Como este tipo de isolamento provou ser bastante eficaz na aplicação ao reactor de combustão, optou-se por utiliza-lo no RLFG, no caso da configuração “Dual in series design”. Na tabela seguinte é apresentada a constituição da parede e tipo de isolamento do reactor de gasificação.

Tabela 6-14: Constituição da parede e tipo de isolamento do RLFG

| Superfície  | Constituição (do interior para o exterior)   |
|---|--|
| <b>Parede do Reactor</b><br><b>Configuração “Dual in series design”</b> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• 6 mm de aço refractário AISI 310;</li> <li>• Duas camadas de 2,5 cm cada de lã cerâmica CERABLANKET, <math>128 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,23 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>) e <math>96 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,27 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>);</li> <li>• Duas camadas de 2,5 cm cada de lã de rocha ROCKWOOL, de <math>100 \text{ kg.m}^{-3}</math> (<math>0,116 \text{ W.m}^{-1}.\text{K}^{-1}</math>), em manta armada.</li> </ul> |
| <b>Parede do Reactor</b><br><b>Configuração “Embed design”</b>          | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Parede em aço (tem que ser resistente a temperaturas elevadas em condições redutoras e oxidantes)</li> </ul>  |

No caso da configuração “Dual in series design”, o RLFG deverá ser bastante bem isolado para que sejam reduzidas ao mínimo as perdas pelo isolamento, uma vez que é necessária bastante energia para o processo. No caso da hipótese de colocar o RLFG dentro do RLFC, o reactor de gasificação não deverá ter isolamento, para que o máximo possível de calor produzido pelo sistema de combustão passe para o interior do reactor de gasificação.

## 6.5 LIMPEZA E MELHORAMENTO DO PRODUTO GASOSO

O gás formado no processo contém vários componentes indesejáveis (partículas, alcatrões, compostos de azoto, compostos de enxofre, compostos alcalinos, vapor de água e dióxido de carbono) e a relação entre os componentes combustíveis pode necessitar de ser melhorada (para a produção de compostos de síntese). O uso final deste gás determina o grau de limpeza requerido e pode ser alcançado por limpeza do gás quer quente ou frio. Como já foi visto, dependendo do objectivo do gás é necessário arrefecê-lo ou condensar a água. Além do mais, o processo de limpeza de gás dá-se a temperaturas mais baixas do que aquelas que se verificam no gasificador e convém arrefecer o gás e, de preferência, aproveitar o calor sensível para, por exemplo, produzir vapor. Só depois deste processo é que se pode proceder à remoção das partículas e alcatrões, para que não seja perdida eficiência. No entanto, existem alguns problemas que advêm do arrefecimento do gás, como por exemplo a condensação dos alcatrões fazendo com que se fixem às paredes do reactor.

Considerando que o gás foi arrefecido e o seu calor sensível aproveitado no processo, como foi abordado no **Secção 5.4**, poderá ser feito um melhoramento da qualidade do gás ou apenas a limpeza para se retirar alguns contaminantes que possam estar presentes.

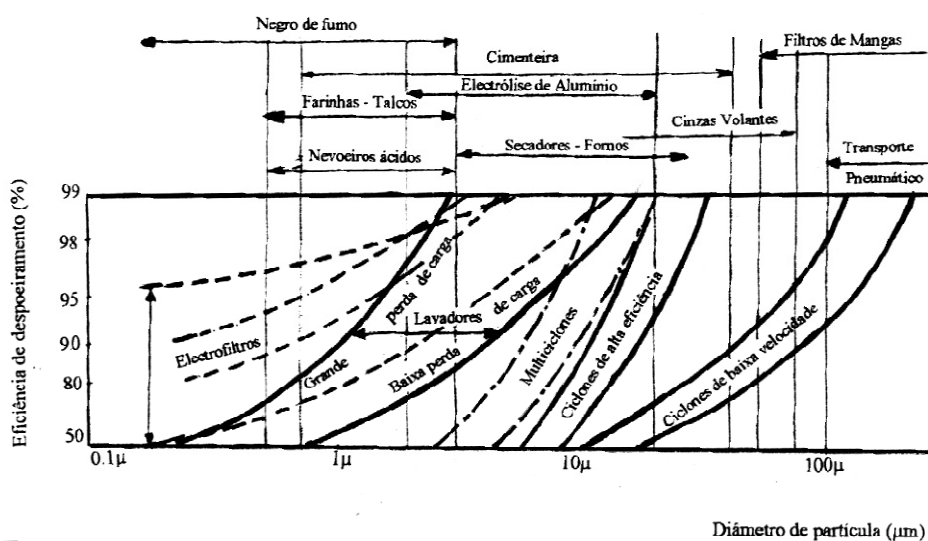
Neste capítulo será feita uma abordagem às técnicas disponíveis para proceder à limpeza do gás produzido, no caso das partículas e alcatrões.



### 6.5.1 REMOÇÃO DAS PARTÍCULAS

Para a separação das partículas suspensas numa corrente gasosa, o gás deve passar num local onde as partículas que arrasta possam ser sujeitas a uma ou mais forças (gravitacionais, inerciais ou de atrito, centrífugas ou electrostáticas) ou mecanismos moleculares (difusão, termoforese), de forma a que ocasionem o desvio das partículas a partir das linhas de corrente do gás de arraste para uma superfície de colecta. Como resultado da acção dessas forças, as partículas são desviadas da direcção principal do escoamento gasoso para uma superfície dita de colecta. Em algumas situações a separação de partículas de efluentes gasosos pode ser efectuado por crivagem; em outros casos é ainda possível criar condições ao colapso de partículas finas formando partículas maiores mais facilmente separáveis (coagulação, condensação) (Matos & Pereira, 2007).

Para remover as partículas arrastadas, existem diversas tecnologias que se aplicam à saída do reactor, como por exemplo, ciclones, filtros de mangas, precipitadores electrostáticos, lavadores húmidos, etc. A escolha do(s) método(s) a aplicar depende do tamanho e natureza das partículas, da velocidade superficial do gás, da temperatura e da composição a que o gás se apresenta. A figura seguinte representa a escolha do método de despoeiramento a escolher em função do diâmetro da partícula.



**Figura 6-8: Eficiência dos despoeiradores em função do diâmetro da partícula e do tipo de despoeirador**  
(Matos & Pereira, 2007)

Esta ilustração fornece uma aproximação à eficiência do despoeirador mediante o tipo de despoeirador e o diâmetro da partícula a remover do escoamento gasoso.

Na tabela seguinte são apresentados alguns dados gerais sobre as tecnologias que se podem aplicar:

**Tabela 6-15: Vantagens e desvantagens de diferentes métodos de remoção de partículas do produto gasoso**  
(Matos & Pereira, 2007)

| <b>Métodos para Remoção de Partículas</b> |   |
|---|---|
| <b>Ciclone e multi-ciclones</b>           | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Eficientes na remoção de partículas grosseiras (<math>&gt;10\ \mu\text{m}</math>)</li> <li>• Simples utilização, baixo custo de investimento e de manutenção</li> <li>• Podem ser utilizados em condições extremas de temperatura e pressão</li> <li>• A velocidade superficial do gás deverá situar-se entre <math>15\text{ e }30\ \text{m.s}^{-1}</math></li> <li>• A perda de carga deverá situar-se entre 2 a 10 cm <math>\text{H}_2\text{O}</math> para ciclones simples e 10 a 30 cm <math>\text{H}_2\text{O}</math> para ciclones de alta eficiência</li> </ul>   |
| <b>Precipitador electrostático</b>        | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Elevadas eficiências de colecta, com capacidade de colecta para partículas muito finas, líquidas ou sólidas</li> <li>• Baixa perda de carga (2.5 a 12.5 mm <math>\text{H}_2\text{O}</math>)</li> <li>• Pequenos consumos energéticos e custos operacionais, mas com elevado custo de investimento inicial e grande espaço de instalação</li> <li>• Permite a operação com elevados caudais e temperaturas</li> <li>• Aplicação limitada a poeiras com gama específica de resistividade (entre <math>1\ \text{E}+09\ \Omega.\text{cm}</math> e <math>5\ \text{E}+10\ \Omega.\text{cm}</math>)</li> </ul>  |
| <b>Lavador húmido</b>                     | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Pode realizar simultaneamente colecta de partículas e absorção de gases a elevada temperatura</li> <li>• Obtém-se elevadas eficiências de despoeiramento com partículas de qualquer tamanho mediante um determinado consumo de energia</li> <li>• A separação de materiais viscosos pode ser feita sem o perigo de colmatção ou entupimento</li> <li>• O equipamento está sujeito a pronunciados fenómenos de erosão e corrosão</li> <li>• O processo dá origem a um efluente líquido, por vezes saturado, que necessita de tratamento específico local</li> <li>• A razão de caudal líquido vs. caudal do gás (<math>\text{L.m}^{-3}</math>) deverá situar-se entre 0.27 e 2.7</li> <li>• A velocidade superficial do gás deverá estar entre <math>0.5\text{ e }1.25\ \text{m.s}^{-1}</math></li> <li>• A perda de carga situa-se entre 2 a 4 cm <math>\text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• O diâmetro óptimo das gotas deverá ser entre 0.5 e 1 mm.</li> </ul> |
| <b>Filtro de Mangas</b>                   | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Valores de velocidade superficial do gás deverão situar-se entre <math>1\text{ a }2\ \text{cm.s}^{-1}</math> em filtros de pressão e <math>3\text{ a }6\ \text{cm.s}^{-1}</math> em filtros em depressão</li> <li>• A perda de carga deverá situar-se entre 12 e 20 cm <math>\text{H}_2\text{O}</math></li> <li>• Possibilidade elevada de colmatção</li> <li>• Implica limpeza regular</li> </ul>   |

A escolha do tipo de tratamento de final de linha depende quer das características da corrente gasosa (mistura gás/partículas), das características operatórias do equipamento, do grau de pureza que se pretende no gás produzido e de factores económicos.

### 6.5.2 REMOÇÃO DOS ALCATRÕES

Já foi visto que na gasificação e pirólise, além do produto útil gasoso, são formados os alcatrões. Os alcatrões condensam assim que a temperatura for menor que a temperatura de condensação (Han & Kim, 2008), o que faz com que possam obstruir as estruturas do sistema levando, em análise final, à perda de eficiência e ao aumento do custo de processo (Li & Suzuki, 2009).

O conteúdo em alcatrões pode variar entre 0.5 e 100 g.m<sup>-3</sup> de gás. Contudo, a maioria das aplicações dos produtos gasosos requerem baixo conteúdo em alcatrões, na ordem dos 0.05 g.m<sup>-3</sup> de gás. Assim, é necessário aplicar algum tipo de tratamento (Han & Kim, 2008). O método escolhido deve ser eficiente na remoção de alcatrões, praticável economicamente e não deve afectar a formação de gases úteis (Devi et al, 2003).

Os métodos existentes para tratamento dos alcatrões podem ser classificados em métodos mecânicos (ou físicos) e métodos químicos (Han & Kim, 2008).

Os métodos mecânicos são processos que removem os alcatrões. Podem ser através de ciclones, filtros de mangas, precipitadores electrostáticos, lavadores húmidos, etc. São processos considerados bastante eficientes (Han & Kim, 2008), mas que podem ser bastante dispendiosos. Ao retirarem os alcatrões do gás provocam uma redução do ponto de orvalho, baixando assim a temperatura de condensação. No entanto, as características complexas dos alcatrões podem, entre outros problemas, causar o entupimento dos filtros no caso de se utilizar filtros de mangas, ou a criação de um efluente para tratar no caso dos lavadores húmidos. Além disso, sendo os alcatrões substâncias com elevado poder energético associado, ao remover do gás, essa energia estará a ser desaproveitada.

Os métodos químicos são métodos que previnem a formação de alcatrões ou os convertem em espécies úteis. Podem ser efectuados através da adição de compostos químicos (catalisadores) que promovem reacções químicas com os alcatrões ou por simples ajuste de variáveis operatórias como é o caso da temperatura, pressão, RE e tipo de agente de gasificação.

Diversos autores reportam uma diminuição substancial na quantidade de alcatrões quando aumentam a temperatura (Li et al, 2004; Narváez et al, 1996; Corella et al, 2008). Isto pode ser explicado pelo facto de que as reacções secundárias (craqueamento de alcatrões (**Eq. 1-21**), “*reforming* com vapor” (**Eq. 1-16**, **Eq. 1-17**)) ocorrem quando se atinge temperaturas superiores, levando à decomposição dos alcatrões, não afectando somente a quantidade formada mas também a composição (Devi et al, 2003). No entanto, Bridgwater (1995) alerta que os alcatrões que derivam da gasificação de biomassa, são muito refractários ficando difícil craquear as moléculas por tratamento térmico. Similarmente à temperatura, um aumento da RE, leva à redução na formação de alcatrões (Li et al, 2004), devido à maior disponibilidade de oxigénio para as reacções

(Kinoshita et al, 1994). Como foi visto, na gasificação, a RE pode variar entre 0.2 e 0.4. Se o gás produzido for queimado em fornalhas localmente, sem ter necessidade de o arrefecer primeiro, o gasificador pode ser operado a RE igual a 0.2 pois os alcatrões não se tornarão num problema. Quando os alcatrões não podem estar presentes no gás, aí a RE depende da temperatura do gasificador a que se realiza o processo (Narváez et al, 1996). Xu et al (1994) verificaram que se as temperaturas forem baixas, haverá maior produção de alcatrões; logo terá de se compensar com um aumento da RE. No caso de se utilizar vapor como agente de gasificação, quanto maior for o  $W_{VG}$ , menor será a quantidade formada de alcatrões e a distribuição dos produtos no gás é melhorada (Corella et al, 2008; Han & Kim, 2008).

No caso da pressão, Knight (2000) refere que com o aumento da pressão, a formação de alcatrões diminuiu mas a fracção de PAH aumenta.

O tipo de gasificador é também um factor que pode influenciar a produção de alcatrões. Morf (2001) refere quais as quantidades médias de produção de alcatrões para diferentes reactores.

Os catalisadores químicos são aditivos que actuam *in situ* promovendo uma serie de reacções químicas dentro do reactor. O uso destes materiais na gasificação de biomassa promove a gasificação do carbonizado, muda a composição do gás produzido e reduz o teor de alcatrões, prevenindo também a aglomeração de sólidos.

Sutton et al (2001) refere que os catalisadores devem ser eficientes, permitir as reacções que aumentem a qualidade da composição do gás produzido, serem resistentes à desactivação por deposição de carbono e sinterização, facilmente regeneráveis e baratos. Existem vários grupos de catalisadores entre eles, níquel, dolomite e olivina.

Os catalisadores à base de níquel são muito eficazes na redução de  $NH_3$  e na diminuição da formação de alcatrões, produzindo elevados teores de gás de síntese. No entanto são facilmente desactivados pela deposição de carbono. A dolomite é o mais popular e estudado. Diversos autores (Narváez et al, 1996; Rapagnà et al, 1997; Olivares et al, 1997) referem que a dolomite reduz o teor de alcatrões e melhora o gás produzido. No entanto, também é referido por Corella et al (1999) que o uso de dolomite também tem algumas limitações: a dolomite é macia e sofre erosão pelas partículas do leito, podendo quebrar e formar finos que são arrastados para fora do reactor. Foi verificado também que, usando dolomite no próprio reactor de gasificação ou no final do processo num reactor secundário, não modifica o PCI do gás, nem provoca grandes diferenças na quantidade de alcatrões convertida. Uma alternativa à dolomite é a olivina. Tem a vantagem de ser mais resistente em termos de atrito que a dolomite, como foi observado por Rapagnà et al (2000).

## 7 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

O trabalho aqui apresentado desenvolveu-se em duas vertentes: uma de dimensionamento de um reactor de leito fluidizado para gasificação de biomassa e outra ao nível do estudo das condições operatórias ideais para produção de um gás com propriedades combustíveis, tendo em conta a composição de equilíbrio para os compostos intervenientes.

### 7.1 CONCLUSÕES SOBRE OS RESULTADOS OBTIDOS

Um dos objectivos do trabalho é o dimensionamento de um sistema de conversão de energia a partir de biomassa e ensaiar um conjunto de diferentes condições operatórias tendo em vista o estudo da flexibilidade das condições a usar.

Foram apresentadas as metodologias de dimensionamento dos vários parâmetros. No final foi obtido um reactor com 7.6 cm de diâmetro e 140 cm de altura total. A placa de distribuição é do tipo placa perfurada e é constituída por 31 orifícios de 1.25 mm cada. O reactor contém cerca de 0.7 kg de areia o que corresponde a uma altura de leito fixo de 10 cm.

Apesar deste dimensionamento se basear quer em cálculos quer em estudos já realizados e os dados obtidos serem concordantes com o que se conhece da bibliografia utilizada, só se irá perceber se o dimensionamento é o mais correcto depois do reactor construído e operado, onde se poderão fazer vários ajustes com vista à optimização do processo.

Pelo balanço mássico foi possível retirar algumas conclusões:

1. A temperatura ideal a que deve ocorrer a gasificação será a partir de 1000 K para agentes de gasificação de um só componente e a partir de 900 K para misturas de agentes de gasificação. A partir destas temperaturas assegura-se que o carbono sólido é todo convertido a gás e a composição do gás é melhorada;
2. Em termos de tipo de agente de gasificação verificou-se que é com vapor que a qualidade do gás é melhorada, obtendo-se maiores concentrações de  $H_2$ , CO e  $CH_4$ ; a utilização de ar atmosférico ou oxigénio puro como agentes de gasificação possibilitam uma maior conversão a gases de combustão completa fazendo com que as concentrações de  $H_2$ , CO e  $CH_4$  sejam menores; no caso de utilização de misturas, a composição do gás produzido depende dos rácios de vapor e ar atmosférico ou oxigénio puro, embora os teores de  $H_2$  não sejam superiores ao teor de  $H_2$  na gasificação com vapor;

3. Para a definição do rácio de agente de gasificação deve-se ter em atenção a influência de cada tipo de agente de gasificação, isto é, rácios elevados de vapor provocam o aumento das concentrações de  $H_2$ ,  $CO$  e  $CH_4$ , mas grande parte do vapor introduzido sai sem ser convertido, o que implica que o gás no final do processo saia com quantidades elevadas de vapor de água. O uso de um rácio pequeno de vapor/biomassa pode não ser suficiente para converter a totalidade do carbono da biomassa a gás, o que implica uma perda de eficiência do processo. A utilização de rácios elevados de ar atmosférico ou oxigénio puro irá provocar uma conversão elevada a gases de combustão completa ( $CO_2$  e  $H_2O$ ), enquanto que rácios pequenos implicam a possibilidade de não acontecer a conversão total do carbono sólido.
4. O rácio de conversão energética da biomassa é melhorado com a utilização de vapor, sendo que, por cada quilograma de biomassa gasificada o  $W_{CEB}$  é mais elevado na gasificação com vapor; se se utilizar ar atmosférico ou oxigénio puro, o rendimento energético será menor. Isto acontece pois o  $W_{CEB}$  é associado a gases  $H_2$ ,  $CO$  e  $CH_4$ , neste caso. No entanto, com misturas de agentes de gasificação, a temperatura à qual o rendimento energético estabiliza, é menor que quando se utiliza apenas um tipo de agente de gasificação.

No balanço energético, observou-se que:

1. O processo de gasificação é um processo endotérmico, seja qual for o tipo de agente de gasificação que se utilize. No entanto, a gasificação com vapor é mais endotérmico que a gasificação com ar atmosférico ou oxigénio puro, uma vez que nestes últimos casos, a oxidação parcial do combustível com o agente oxidante fornece alguma energia que é utilizada no processo;
2. Pode ser dimensionado um sistema que permita aproveitar o calor sensível dos produtos para aplicação no próprio processo. Assim, a necessidade energética de fonte exterior ao sistema para as reacções químicas de gasificação será menor.

Verificou-se que a integração do sistema RLFC + RLFG é vantajosa uma vez que o combustor pode fornecer energia que será necessária para a gasificação. Assim, poder-se-á aproveitar o calor útil produzido pelo combustor para aplicar no processo de gasificação.

Considerou-se duas formas possíveis para aproveitar a energia do combustor para o gasificador: recirculação de sólidos quentes do leito do combustor para o leito do gasificador, transferindo o calor sensível associado às partículas do leito, ou através da transferência do calor do reactor de

combustão para o reactor de gasificação através da parede do gasificador, sendo que nesta última opção o reactor de gasificação encontra-se dentro do reactor de combustão.

Na opção de recirculação de sólidos (configuração “Dual in series design”) verificou-se que para satisfazer a necessidade energética do processo de gasificação é necessário recircular grandes quantidades de leito, principalmente na gasificação com vapor. Verifica-se que quanto maior for a diferença entre as temperaturas de combustão e gasificação, menor é a quantidade de sólidos que será necessário recircular, tornando assim esta opção mais viável. Assim, recomenda-se que a gasificação ocorra a 1000 K e a combustão a 1300 K

Utilizando o aproveitamento de calor através da transferência pela parede, no caso em que o gasificador se encontra dentro do combustor (configuração “Embebed design”), verifica-se que a temperatura que o combustor necessitaria de ter para satisfazer as necessidades energéticas da gasificação varia proporcionalmente com a temperatura a que ocorre a gasificação. A área do gasificador submersa no leito do combustor também influencia a quantidade de energia que é transferida para o reactor de gasificação, uma vez que o coeficiente de transferência de calor do leito do reactor de combustão para a parede do reactor de gasificação é muito superior ao coeficiente de transferência de calor do *freeboard* do RLFC para a parede do RLFG. Assim, é recomendado que a área da superfície imersa do gasificador no combustor seja a maior possível, pois assim não irá implicar uma temperatura de combustor muito elevada.

É, no entanto, terminante que na escolha das configurações de construção do sistema combustor + gasificador, deverá ter-se em conta não só os pontos avaliados neste trabalho mas também aspectos relacionados com os custos e problemas operatórios associados.

No caso da configuração “Dual in series design” deverá ter-se em conta o facto do reactor de gasificação ser de simples construção, havendo, no entanto, a necessidade de implementação do sistema de recirculação de sólidos que deverá ter algumas características específicas a nível construtivo. No caso da escolha da configuração “Embebed design”, deve-se ter em consideração o facto do reactor de gasificação se encontrar dentro do reactor de combustão, fazendo com que esteja sujeito a condições redutoras no seu interior e oxidantes no exterior (interior do reactor de combustão), além de temperaturas muito elevadas e turbulência podendo haver problemas com erosão de superfícies. Além do mais, a hidrodinâmica do reactor de combustão é influenciada pela presença do reactor de no seu interior. Assim, a escolha da configuração ideal para a construção do sistema é algo que deve ser ponderado consoante tanto as análises mássicas e energéticas do sistema, mas também a nível construtivo e prático, para que se obtenha um sistema não só eficiente como também robusto e sem demasiados custos de operação e manutenção associados.

A avaliação da eficiência de conversão energética do sistema combustor + gasificador mostrou que, para garantir condições de gasificação adequadas, é necessário que seja assegurado um rácio adequado de alimentação de biomassa ao gasificador relativamente à alimentação de biomassa do combustor, que depende das condições de gasificação consideradas, disponibilizando ainda calor sensível para a produção de utilidades, para além do gás combustível que resulta do processo de gasificação, naturalmente.

## **7.2 LIMITAÇÕES DO TRABALHO E SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTURO**

Uma das limitações mais importantes deste trabalho pode resultar do facto de todo o processo usado no seu desenvolvimento assentar em modelos, concepções e dados disponíveis na bibliografia, sendo que estes podem não ser os mais correctos para se usar. De facto, o modelo usado para determinar a composição dos produtos de gasificação não tem em conta a velocidade das reacções químicas, as questões de transferência de massa, mas apenas o equilíbrio químico esperado.

Como sugestão para trabalho futuro, propõe-se a construção do reactor de gasificação e a respectiva operação tendo em vista a validação do modelo proposto neste trabalho. Vale a pena também analisar e definir vários modelos para avaliar a eficiência do processo de gasificação.

Fazer o estudo termodinâmico de certas tipologias de resíduos em processos de co-gasificação, nomeadamente resíduos de plástico e de pneus, dado que o enriquecimento em carbono da mistura a gasificar traduz-se na melhoria do PCI do gás produzido.



## Referências bibliográficas

- Alves, F.J.L. (2006). *Materiais de construção – Mecânica II* – cap. 7 – refractários e vidros. Apontamentos de aula. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto. Universidade do Porto. Porto.  
<http://paginas.fe.up.pt/~alves/7refractvidros.pdf> Data de consulta: 29 de Setembro de 2009.
- Amitin, A.V., Martyushin, I.G., Gurevich, D.A. (1968). *Dusting in space above the bed in converters with a fluidized catalyst bed*. Chem. Technol. Fuels Oils, 3-4, pag. 181 (referido em Tarelho, 2001).
- André, R. (2007). *Desenvolvimento de processos de co-gasificação de carvão com resíduos*. Tese de doutoramento em Ciências Aplicadas ao Ambiente. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Barbosa, M.T.C. (2008). *Análise da utilização de biomassa e resíduos florestais para produção de pellets*. Tese de Mestrado em Engenharia Mecânica. Departamento de Mecânica. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Barriga, M. (2002). *Experimentos de gasificação de casca de arroz em leito fluidizado*. Tese de Mestrado em Engenharia Mecânica. UNICAMP, Campinas, Brasil (referido em Ramirez et al, 2007).
- Basu, P. (2006). *Combustion and gasification in fluidized beds*. CRC Taylor & Francis. Pag. 59-100, 173-207, 359-380, 417-436.
- Basu, P., Butler, J. (2009). *Studies on the operation of loop-seal in circulating fluidized bed boilers*. Applied energy, volume 86: 1723-1731.
- Basu, P., Cheng, L. (1996). *Heat transfer in a pressurized circulating fluidized bed*. International Journal of Heat and Mass Transfer, volume 39, no 13: 2711-2722.
- Basu, P., Cheng, L. (2000). *An anlysis of loop seal operations in a circulating fluidized bed*. Transactions of the Institute of Chemical Engineering, volume 78 parte A: 0263-8762.
- Batista, M.A.C. (1986). *Gasificação de bagaço de cana de açúcar: um estudo experimental*. Anais do XIV encontro sobre escoamentos em meios porosos, Pag. 420-438. UNICAMP, Campinas, Brasil (referido em Gómez & Lora, 1995).
- Bird, R.B., Stewart, W.E., Lightfoot, E.N. (1960). *Transport phenomena*. John Wiley & Sons, New York.
- Bridgwater, A. (1995). *The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation*. Fuel, volume 74: 631-653.
- Bridgwater, A. (2003). *Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass*. Chemical Engineering Journal, volume 91: 87-102.
- Bridgwater, A., Beenackers, A., Sipila, K., Zhenhong, Y., Chuang-zhi, W., Li, S. (2003). *An assessment of the possibilities for transfer of european biomass gasification technology to china*. [http://ec.europa.eu/energy/renewables/studies/doc/bioenergy/final\\_report\\_for\\_publication.pdf](http://ec.europa.eu/energy/renewables/studies/doc/bioenergy/final_report_for_publication.pdf). Data de consulta: 10 de Agosto de 2009.

- Campoy, M., Gómez-Barea, A., Villanueva, A.L., Ollero, P. (2008). *Air-steam gasification of biomass in a fluidized bed under simulated autothermal and adiabatic conditions*. Industrial & Engineering Chemistry Research, volume 47: 5957-5965.
- Cao, J., Cheng, Z., Fang, Y., Jing, H., Huang, J., Wang, Y. (2008). *Simulation and experimental studies on fluidization properties in a pressurized jetting fluidized bed*. Powder Technology, volume 183: 127-132.
- Çengel, Y.A., Boles, M.A. (2006). *Termodinâmica*. 5 ed., McGrawHill Interamericana do Brasil, pag: 682-685.
- Changdong, S., Azevedo, J.L.T. (2005). *Estimating the higher heating value of biomass from basic analysis data*. Biomass and Bioenergy, volume 28: 499-507.
- Cheng, L., Basu, P. (1999). *Effect of pressure on loop seal operation for pressurized circulating fluidized bed*. Powder Technology, volume 103: 203-211.
- Chirone, R., Massimilla, L., Salatina, P. (1991). *Comminution of carbons in fluidized bed combustion*. Progress in Energy Combustion Science, volume 17: 297-326.
- Chum, H.L. (1991). *Polymers from biobased materials*. New Jersey: Noyes Data Corporation (referido em Dermirbas & Arin, 2002).
- Clark, S.J., Goodman, M.A. (1985). *Biomass gas fueling of spark ignition engine carburetor development and testing*. Paper ASAE No. 85-3570, pp 1-27 (referido por Gómez & Lora, 1995).
- Clift, R. (1992). *On the formulation of hydrodynamic stability criteria in fluidized beds*. Powder Technology, volume 72: 199 (referido em Li & Kuipers, 2002).
- Comunicação da Comissão COM (2005) 628 de 7 de Dezembro de 2005. *Plano de acção para a biomassa*. Comissão das Comunidades Europeias. Bruxelas.
- Corella, J., Narvaez, I., Orio, A., Aznar, M. (1996). *Biomass gasification with air on na atmosferic bubbling fluidized bed. Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas*. Ind. Eng. Chem. Res., volume 35: 2110-2120 (referido em Ramirez et al, 2007).
- Corella, J., Aznar, M.P., Gil, J., Caballero, M.A. (1999). *Biomass gasification in fluidized bed: where to locate the dolomite to improve gasification?*. Energy & Fuels, volume 13: 1122-1127.
- Corella, J., Toledo, J.M., Molina, G. (2008). *Biomass gasification with pure steam in fluidized bed: 12 variables that affect the effectiveness of the biomass gasifier*. International Journal of Oil, Gas and Coal Technology, volume 1, nºs 1 e 2.
- Czernik, S., Koeberle, P.G., Jollez, P., Bilodeau, J.F., Chornet, E. (1994). *Gasification of residual biomass via Blasyn fluidized bed technology*. Advances in thermochemical biomass conversion. (Ed) A.V. Bridgwater, Blackie academic and professional, pag 423-437 (referido por Gómez & Lora, 1995).
- Darton, R.C. (1979). *A bubble growth theory of fluidized bed reactors*. Trans. Inst. Chem. Eng, volume 57: 134-138 (referido por Tarelho, 2001).

- Darton, R.C., LaNauze, R.D., Davidson, J.F., Harrison, D. (1977). *Bubble growth due to coalescence in fluidized beds*. Trans. Inst. Chem. Eng, volume 55: 274-280 (referido por Tarelho, 2001).
- Davidson, J.F. (1995). *Bubbles in fluidized beds*. Nato ASI series, ser. E, 287 – Mobile particulate systems, Cap. 12 pag. 197-220 (referido em Tarelho, 2001).
- Decreto-Lei n.º 178/2006 de 5 de Setembro. *Diário da República n.º 171/2006 – I Série*. Ministério do Ambiente, do Ordenamento do território e Desenvolvimento regional. Lisboa.
- Decreto-Lei n.º 225/2007 de 31 de Maio. *Diário da República n.º 105/2007 – I Série*. Ministério da Economia e da Inovação. Lisboa.
- Demirbas, A. (2001). *Relationships between lignin contents and heating values of biomass*. Energy Conversion & Management, volume 42: 183-188.
- Demirbas, A. (2004). *Effect of initial moisture content on the yields of oily products from pyrolysis of biomass*. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, volume 71: 803-805.
- Devi, L., Ptasiński, K.J., Janssen, F.J.J.G. (2003). *A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes*. Biomass & Bioenergy, volume 24: 125-140.
- Di Balsi, C. (1996). *Kinetic and heat transfer control in the slow and flash pyrolysis of solids*. Ind. Eng. Chem. Res, volume 35: 37-46 (referido por Lv e tal, 2004).
- Di Blasi, C. (1997). *Influences of physical properties on biomass devolatilization characteristics*. Fuel, volume 76: 957-964.
- Di Blasi, C. (2000). *Modeling the fast pyrolysis of cellulosic particles in fluid-bed reactors*. Chemical Engineering Science, volume 55: 5999-6013.
- Di Blasi, C. (2008). *Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis*. Progress in Energy and Combustion Science, volume 34: 47-90.
- Di Blasi, C. (2009). *Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars*. Progress in Energy and Combustion Science, volume 35: 121-140.
- Directiva 2001/77/CE do Parlamento Europeu e do Conselho de 27 de Setembro de 2001, relativa à promoção de electricidade produzida a partir de fontes de energia renováveis no mercado interno da electricidade. Jornal oficial das comunidades europeias, L283/33. Parlamento Europeu e do Conselho.
- Dufour, A., Girods, P., Masson, E., Rogaume, Y., Zoulalian, A. (2009). *Synthesis gas production by biomass pyrolysis: Effect of reactor temperature on product distribution*. Hydrogen Energy, volume 34: 1726-1734.
- Enden, P.J., Lora, E.S. (2004). *Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB*. Biomass and Bioenergy, volume 26: 281-287.

- Eurostat yearbook 2009. *Europe in Figures*. Eurostat - European Commission [http://epp.eurostat.ec.europa.eu/cache/ITY\\_OFFPUB/KS-CD-09-001/EN/KS-CD-09-001-EN.PDF](http://epp.eurostat.ec.europa.eu/cache/ITY_OFFPUB/KS-CD-09-001/EN/KS-CD-09-001-EN.PDF).  
Data de consulta: 29 Outubro 2009
- Fernandes, M. (2004). *Investigação experimental da gasificação de biomassa em leito fluidizado*. Tese de doutoramento, UNICAMP, Campinas, Brasil (referido em Ramirez et al, 2007).
- Formisani, B., Girimonte, R., Pataro, G. (2002). *The influence of operating temperature on the dense phase properties of bubbling fluidized beds of solids*. Powder Technology, volume 125 (1): 28-38 (referido em Tzeng & Zainal, 2007).
- Franco, C., Pinto, F., Gulyurtlu, I., Cabrita, I. (2003). *The study of reactions influencing the biomass steam gasification process*. Fuel, volume 82: 835-842.
- Friedl, A., Padouvas, E., Rotter, H., Varmuza, K. (2005). *Prediction of heating values of biomass fuel from elemental composition*. Analytica Chimica Acta, volume 544: 191-198.
- Geldart, D. (1973). *Types of gas fluidization*. Powder Technology. Nº. 7: 285-292 (referido em Kunni & Levenspiel, 1991; Matos, 1995; Tarelho, 2001)
- Gil, J., Aznar, M.P., Caballero, M.A., Francés, E., Corella, J. (1997). *Biomass gasification in fluidized bed at pilot scale with steam-oxygen mixtures. Product distribution for very different operating conditions*. Energy & Fuels, volume 11 No. 6: 1109-1118.
- Goldstein, I.S. (1981). *Organic Chemical from Biomass*. Boca Raton, FL. CRC Press, Inc. pag. 64 (referido em Dermirbas & Arin, 2002).
- Gómez, E.O, Lora, E.S. (1995). *Constructive features, operation and sizing of fluidized-bed gasifiers for biomass*. Energy for sustainable development, volume 2, no. 4: 52-57.
- Grace, J.F. (1986a). *Fluid bed as chemical reactors*. Gas fluidization Engineering. Geldart D. John Wiley & Sons Inc. New York (referido em Matos, 1995).
- Grace, J.F. (1986b). *Modelling and simulation of two-phase fluidized bed reactors*. NATO ASI Ser., Ser. E., 116 (Chem. React. Des. Technol.) pag. 245-289 (referido em Matos, 1995).
- Grace, J.R., Clift, R. (1972). *The mechanism of bubble break-up in fluidized beds*. Chemical Engineering Science, volume 27: 2309 (referido em Li & Kuipers, 2002).
- Grace, J.R., Clift, R. (1974). *On the two-phase theory of fluidization*. Chemical Engineering Science, volume 29: 327 (referido em Li & Kuipers, 2002).
- Guo, C.K., Yue, G.X., Suda, T., Sato, J. (2003). *Flow characteristics in bubbling fluidized bed at elevated temperature*. Chemical Engineering and Processing, volume 42 (6): 439-447 (referido em Tzeng & Zainal, 2007).
- Gupta, C.K., Sathiyamoorthy, D. (1999). *Fluid bed technology in materials processing*. CRC Press LLC, pág: 26-77.

- Han, J., Kim, H. (2008). *The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: an overview*. Renewable & Sustainable Energy Reviews. Volume 12: 397-416.
- Harrison, D., Davidson, J.F. (1963). *Fluidized particles*. Cambridge University Press, Cambridge (referido em Matos, 1995, Tarelho, 2001 e Li & Kuipers, 2002).
- Harrison, D., Davidson, J.F., De Kock, J.W. (1961). *On the nature of aggregative and particulate fluidization*. Transaction of the institution of chemical engineering, volume 39: 202 (referido em Li & Kuipers, 2002).
- Hiby, J.W. (1964). Chem. Ing. Techn, Volume 36: 228 (referido em Kunii & Levenspiel, 1991).
- Howard, J.R. (1989). *Fluidized bed technology – principles and application*. Adam Hilger IOP Publishing Ltd.
- Incropera, F.P., DeWitt, D.P. (1985). *Introduction to heat transfer*. 1ª edição. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Jenkins, B.M., Baxter, L.L., Miles Jr., T.R., Miles, T.R. (1998). *Combustion properties of biomass*. Fuel Processing Technology, volume: 54: 17-46.
- Kato, K., Wen, C.Y. (1969). *Bubble assemblage model for fluidized bed catalytic reactors*. Chemical Engineering Science, volume 24: 1351-1369 (referido por Tarelho, 2001).
- Khan, A.A., Jong, W., Jansens, P.J., Spliethoff, H. (2009). *Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies*. Fuel Processing Technology, Volume 90: 21-50.
- Kim, S.W., Kim, S.D. (2002). *Effects of particle properties on solids recycle in loop-seal of a circulating fluidized bed*. Powder Technology, volume 194: 76-84.
- Kinoshita, C.M., Wang, Y., Zhou, J. (1994). *Tar formation under different biomass gasification conditions*. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, volume 29: 169-181 (referido por Devi et al, 2003).
- Klass, L.D. (1998). *Biomass for Renewable Energy, Fuels and Chemicals*. Academic Press. Pág: 51-90.
- Knight, R.A. (2000). *Experience with raw gas analysis from pressurized gasification of biomass*. Biomass & Bioenergy, volume 18: 67-77.
- Kumar, A., Eskridge, K., Jones, D.D., Hanna, M.A. (2009). *Steam-air fluidized bed gasification of distillers grains: Effects of steam to biomass ratio, equivalence ratio and gasification temperature*. Bioresource Technology, volume 100: 2092-2068.
- Kunii, D., Levenspiel, O. (1969). *Fluidization engineering*. John Wiley & Sons Inc, New York, USA (referido em Matos, 1995).
- Kunii, D., Levenspiel, O. (1991). *Fluidization engineering*. 2ª ed, Butterworth-Heinemann, USA.
- Lamorey, G.W., Jenkins, B.M., Goss, J.R. (1985). *Lp engine and fluidized bed gas producer performance*. ASAE paper (referido por Gómez & Lora, 1995).

- Lapuerta, M., Hernández, J.J., Pazo, A., López, J. (2008). *Gasification and co-gasification of biomass wastes: Effect of the biomass origin and the gasifier operating conditions*. Fuel Processing Technology, volume 89: 828-837.
- Li, C., Suzuki, K. (2009). *Tar property, analysis, reforming mechanism and model for biomass gasification – An overview*. Renewable & Sustainable Energy Reviews, volume: 13: 594-604.
- Li, J., Kuipers, J.A.M. (2002). *Effect of pressure on gas-solid flow behavior in dense gas-fluidized beds: a discrete particle simulation study*. Powder Technology, volume 127:173-184.
- Li, X.T., Grace, J.R., Lim, C.J., Watkinson, A.P., Chen, H.P, Kim, J.R. (2004). *Biomass gasification in a circulating fluidized bed*. Biomass & Bioenergy, volume 26: 171-193.
- Licht, W. (1988). *Air pollution control engineering: Basic calculations for particulate collection*. 2nd ed., Marcel Dekker Inc., New York.
- Lim, M.T., Alimuddin, Z. (2008). *Bubbling fluidized bed biomass gasification – Performance, process findings and energy analysis*. Technical Note. Renewable energy, volume 33: 2339-2343.
- Loo, S., Koppejan, J. (2008). *The Handbook of Biomass Combustion and Co-firing*. Earthscan. Pag. 7-108.
- Lv, P.M., Xiong, Z.H., Chang, J., Wu, C.Z., Chen, Y., Zhu, J.X. (2004). *An experimental study on biomass air-steam gasification in fluidized bed*. Bioresource Technology, volume 95: 95-101.
- Mani, S., Tabil, L.G., Sokhansanj, S. (2006). *Effects of compressive force, particle size and moisture content on mechanical properties of biomass pellets from grasses*. Biomass and Bioenergy, volume 30: 648-654.
- Martens, F.J.A: (1984). *Freeboard phenomena in a fluidized bed coal combustor*. PhD Thesis, Departement of Mechanical Engineering, Delft University of Technology, The Netherlands (referido em Tarelho, 2001).
- Matos, M.A.A. (1988). *Cinética da redução de óxido nítrico (NO) pelo coque em leito fluidizado*. Tese de mestrado. Instituto superior técnico.
- Matos, M.A.A. (1995). *Formação e redução de NOx na combustão de coque em leito fluidizado*. Tese de doutoramento. Departamento de Ambiente e ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal
- Matos, M.A.A. (2007). *Conversão de energias convencionais – Processos termoquímicos*. Apontamentos teóricos. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Matos, M.A.A. (2009). *Tratamento e Gestão de Resíduos Sólidos – Valorização e Eliminação Termoquímica de Resíduos*. Apontamentos teóricos. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Matos, M.A.A., Pereira, F.J.M. (2007). *Técnicas de tratamento de efluentes gasosos*. Apontamentos teóricos. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.

- McKendry, P. (2002a). *Energy production from biomass (part 1): overview of biomass*. Bioresource technology, volume 83: 37-46.
- McKendry, P. (2002c). *Energy production from biomass (part 3): gasification technologies*. Bioresource technology, volume 83: 55-63.
- Mickley, H.S., Fairbanks, D.F. (1955). *Mechanism of heat transfer to fluidized beds*. AIChE, J., volume 3: 374-384 (referido em Basu, 2006).
- Milioli, F.E., Foster, P.J. (1995). *A model for particle size distribution and elutriation in fluidized beds*. Powder Technology, volume 83: 265-280.
- Moran, M.J., Shapiro, H.N., Munsen, B.R., DeWitt, D.P. (2003). *Introduction to thermal systems engineering: thermodynamics, fluid mechanics and heat transfer*. 1ª edição. John Wiley & Sons, Inc. United States of America.
- Morf, P.O. (2001). *Secondary reactions of tar during thermochemical biomass conversion*. The dissertation of Eidgenoessische Technische Hochschule Zuerich, Switzerland (referido em Han & Kim, 2008).
- Murakami, T., Guangwen, X., Toshiyuki, S., Matsuzawa, Y., Tani, H., Fujimori, T. (2007). *Some process fundamentals of biomass gasification in dual fluidized bed*. Fuel, volume 86: 244-255.
- Narváez, I., Orío, A., Aznar, M.P., Corella, J. (1996). *Gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed: effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas*. Industrial & Engineering Chemistry Research, volume 35: 2110-2120.
- Ogada, T., Werther, J. (1995). *Combustion characteristics of wet sludge in a fluidized bed – release and combustion of the volatiles*. Fuel, volume 75: 617-626.
- Olivares, A., Aznar, M.P., Caballero, M.A., Gil, J., Francés, E., Corella, J. (1997). *Biomass Gasification: produced gas upgrading by in-bed use of dolomite*. Industrial & Engineering Chemistry Research, volume 36: 5220-5226.
- Papadikis, K., Gerhauser, H., Bridgwater, A. V., Gu, S. (2009). *CFD modeling of the fast pyrolysis of an in-flight cellulosic particle subjected to convective heat transfer*. Biomass & Energy, volume 33: 97-107.
- Perry, R.H., Green, D.W. (1997). *Perry's chemical engineers' handbook*. Seventh edition, McGraw Hill International Edition.
- Probstein, R.F., Hicks, R.E. (1982). *Synthetic fuels*. McGraw Hill International Edition. (referido em André, 2007).
- Quaak, P., Knoef, H., Stassen, H. (1999). *Energy from biomass: a review of combustion and gasification technologies*. World Bank Technical Paper no. 422, pág. 2-5.
- Rajan, R.R., Wen, C.Y. (1980). *A comprehensive model for fluidized bed coal combustors*. AIChE Journal, volume 26 (4): 642-655 (referido em Tarelho, 2001).

- Ramírez, J.J., Martínez, J.D., Petro, S.L. (2007). *Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale*. Latin American Applied Research, volume 37:299-306.
- Rapagnà, S., Jand, N., Foscolo, P.U. (1997). *Catalytic gasification of biomass to produce hydrogen rich gas*. Biomass & Bioenergy, volume 23: 551-557.
- Rapagnà, S., Jand, N., Kiennemann, A., Foscolo, P.U. (2000). *Steam-gasification of biomass in a fluidized-bed of olivine particles*. Biomass & Bioenergy, volume 19: 187-197.
- Raveendran, K., Ganesh, A. (1996). *Heating value of biomass and biomass pyrolysis products*. Fuel, volume 75: 1715-1720.
- Resolução de Conselho de Ministros n.º 63/2003. *Diário da República n.º 98/2003 – I Série-B*. Lisboa.
- Resolução de Conselho de Ministros n.º 169/2005. *Diário da República n.º 204/2005 – I Série-B*. Lisboa.
- Rezaian, J., Cheremisinoff, N.P. (2005). *Gasification technologies: a primer for engineers and scientists*. Taylor & Francis Group LCC.
- Rong, D., Horio, M. (2001). *Behavior of particles and bubbles around immersed tubes in a fluidized bed at high temperature and pressure: a DEM simulation*. International Journal of Multiphase Flow, volume 27: 89-105.
- Ryu, C., Yang, Y.B., Khor, A., Yates, N.E., Sharifi, V.N., Swithenbank, J. (2005). *Effect of fuel properties on biomass combustion: part I. experiments – fuel type, equivalence ratio and particule size*. Fuel, volume 85: 1039-1046.
- Sanchez, C.G., Silva, E.L. (1994). *Biomass fluidized bed gasification research in the State University of Campinas*. Energy for Sustainable Development, volume I (4): 31-34 (referido por Tzeng & Zainal, 2007).
- Shi, Y.F., Fan, L.T. (1984). AIChE J., volume 30, 860 (referido em Kunii & Levenspiel, 1991).
- Siegel, R. (1976). AIChE J., volume 22, 590 (referido em Kunii & Levenspiel, 1991).
- Smith, W.B., Missen, R.W. (1982). *Chemical reaction equilibrium analysis: theory and algorithms*. John Wiley & Sons, New York (referido em Matos, 1995).
- Smoot, L.D., Smith, P.J. (1985). *Coal combustion and gasification*. Plenum Press. New York, USA (referido em André, 2007).
- Speight, J. (2008). *Synthetic fuels handbook: properties, process and performance*. McGraw Hill, pag: 227.
- Spiers, H.M. (1977). *Technical data on fuel*. 7th ed., British National Committee, World Energy Conference, London (referido em Matos, 2009).
- Stull, D.R., Prophet, H. (1971). *JANNAF Thermochemical Tables*. 2ª ed. NDRS-NBS 37, National Bureau of standards, Washington (referido por Matos, 1995).
- Sutton, D., Kelleher, B., Ross, J.R.H. (2001). *Review of literature on catalysts for biomass gasification*. Fuel Processing Technology, volume 73: 155-173.



- Swaij, W.P.M. (1985). *Chemical Reactors Fluidization*. Academic Press Inc. (referido em Matos, 1995).
- Tarelho, L.A.C. (2001). *Controlo de emissões gasosas poluentes resultantes da combustão de carvão em leito fluidizado*. Tese de Doutoramento em Ciências Aplicadas ao Ambiente. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Tarelho, L.A.C. (2008). *Operações de tratamento de resíduos – Apontamentos teóricos*. Departamento de Ambiente e Ordenamento. Universidade de Aveiro. Portugal.
- Toomey, R.D., Johnstone, H.F. (1952). Chemical Engineering Progress, Volume 48: 220 (referido em Kunii & Levenspiel, 1991).
- Tzeng, L.M., Zainal, Z.A. (2007). *Operational investigation of a bubbling fluidized bed biomass gasification system*. Energy for sustainable development, volume 11 No.1: 88-93.
- Vassilev, S.V., Vassileva, C.G. (2007). *A new approach for the classification of coal fly ashes based on their origin, composition, properties and behaviour*. Fuel, volume 86: 1490-1512.
- Weerachanchai, P., Horio, M., Tongsathitkulchai, C. (2009). *Effects of gasifying conditions and bed materials on fluidized bed steam gasification of wood biomass*. Bioresource Technology, volume 100: 1419-1427.
- Werther, J., Saenger, M., Hartge, E.-U., Ogada, T., Siagi, Z. (2000). *Combustion of agricultural residue*. Progress in energy and combustion science, volume 26: 1-27.
- Whitehead, A.B. (1985). *Fluidization*. Chapter 5, 2ª ed, Davidson, J.F., Clift, R., Harrison, D., Eds., Academic Press, New York, pag: 173-198 (referido em Basu, 2006).
- Xu, B., Luo, Z., Zhou, X., Wu, J., Huang, H. (1994). *Design and operation of a circulating fluidized bed gasifier for wood powders*. Advances in Thermochemical biomass conversion. Bridgwater, A.V., Ed., Blackie Academic and Professional: Glasgow, U.K., volume 1: 365-376 (referido em Narváez et al, 1996).
- Yang, Y.B., Sharifi, V.N., Swithenbank, J. (2004). *Effect of air flow rate and fuel moisture on the burning behaviours of biomass and simulated municipal solid wastes in packed beds*. Fuel, volume 83: 1553-1562.
- Yates, J.G. (1996). *Effects of temperature and pressure on gas-solid fluidization*. Chemical Engineering Science, volume 51, No 2: 167-205.
- Zhukauskas, A. (1972). *Heat transfer from tubes in cross flow*. Advances in Heat Transfer, vol 8. Academic press, New York, pag: 93-160 (referido em Tarelho, 2001).
- Zuiderweg, F.J. (1967). *Proc. Int. Symp. On fluidization*, A.A.H. Drinkenburg, ed., pag. 739, Netherlands Univ. Press, Amsterdam (referido em Kunii & Levenspiel, 1991).
- Ozisik, M.N. (1990). *Transferência de calor: um texto básico*. Editora Guanabara Koogan S.A.

**Bibliografia electrónica:**

<http://www.imperialvalleybiopower.com/about/technology/> Data de consulta: 29 de Setembro

[www.dre.pt](http://www.dre.pt)

## ANEXO A – DADOS DE REACTORES DE LEITO FLUIDIZADO DE GASIFICAÇÃO DE BIOMASSA

| Combustível                                | Características do combustível        | Capacidade   | Pressão de operação [atm] | Temperatura de operação [°C] | Agente de gasificação  | RE ou $W_{VG}^{-1}$                              | Diâmetro do reator [m]                      | Altura de leito fixo [m] | Altura total [m] | Referência                 |
|--|---------------------------------------|--|---------------------------|------------------------------|------------------------|--|---|--------------------------|------------------|----------------------------|
| Casca de trigo                             | -                                     | -  | 1                         | 950                          | Ar                     | -  | 0.23  | -                        | -                | Clark & Goodman, 1985      |
| <i>Pellets</i> de bagaço da cana de açúcar | -                                     | -  | 1                         | 650 - 850                    | Ar + vapor             | -  | 0.48  | 0.25 – 0.38              | 2.7              | Baptista, 1986             |
| Palha de arroz                             | -                                     | -  | 1                         | 755                          | Ar                     | -  | 0.66  | -                        | 2.3              | Lamorey et al, 1985        |
| Madeira                                    | -                                     | 1700 kWth  | 1                         | 743                          | Ar                     | 0.298  | 0.30  | 0.60                     | 4.0              | Czernik et al, 1994        |
| Serradura de pinheiro                      | dp=- 4.0 a + 0.80 mm                  | 138 a 242 kg biom.h <sup>-1</sup> .m <sup>-2</sup> | 1                         | 700 – 850                    | Ar                     | 0.26 – 0.47                                      | 0.06  | -                        | -                | Navaéz et al, 1996         |
| Pinheiro, <i>softwood e hardwood</i>       | dp=1.25 a 2 mm                        | 5.7 – 11.5 g biom.min <sup>-1</sup>                | 1                         | 700 – 900                    | Vapor                  | 0.4 – 0.85                                       | 0.07  | -                        | 0.5              | Franco et al, 2003         |
| Café moído                                 | dp < 2mm<br>$\rho=350 \text{ kg.m}^3$ | -  | 1                         | 1073                         | Vapor                  | -  | 0.08  | (3.2 kg areia)           | 1.2              | Murakami et al, 2007       |
| Café moído                                 | dp < 2mm<br>$\rho=350 \text{ kg.m}^3$ | -  | 1                         | 1073                         | Vapor                  | 1  | (forma rectangular 80*370 mm <sup>2</sup> ) | -                        | 1.8              | Murakami et al, 2007       |
| Laricio                                    | dp=0.25 a 0.6 mm                      | -  | 1                         | 650 – 750                    | Vapor                  | -  | 0.042                                       | 0.08                     | 0.575            | Weeranchanrhai et al, 2009 |
| Serradura de pinheiro                      | dp=0.3-0.9 mm                         | 8.3 – 1 kg biom.h <sup>-1</sup>                    | 1                         | -                            | Ar + vapor             | RE 0.19 a 0.27;<br>$W_{VG} 0 \text{ a } 1.8$     | Leito 0.04<br><i>Freeboard</i> 0.06         | -                        | 1.4              | Lv et al, 2004             |
| Biomassa                                   | -                                     | 160 kg.h <sup>-1</sup>                             | 1                         | 448 - 686                    | Ar                     | 0.135 – 0.188                                    | 0.40  | 0.50                     | -                | Tzeng & Zainal, 2007       |
| Lascas de pinheiro                         | dp=5+/-1 mm                           | 5 – 20 kg biom.h <sup>-1</sup>                     | 1                         | 780 – 890                    | Vapor + O <sub>2</sub> | H <sub>2</sub> O/O <sub>2</sub><br>2 – 3 mol/mol | 0.15  | 0.50                     | 3.2              | Gil et al, 1997            |

| Combustível                             | Características do combustível   | Capacidade                      | Pressão de operação [atm] | Temperatura de operação [°C] | Agente de gasificação  | RE ou $W_{VG}^1$                                 | Diâmetro do reactor [m]                 | Altura de leito fixo [m] | Altura total [m] | Referência            |
|---|--|---------------------------------|---------------------------|------------------------------|------------------------|--|---|--------------------------|------------------|-----------------------|
| Lascas de pinheiro                      | dp=5+/-1 mm  | 5 – 20 kg biom.h <sup>-1</sup>  | 1                         | 780 – 890                    | Vapor + O <sub>2</sub> | H <sub>2</sub> O/O <sub>2</sub><br>2 – 3 mol/mol | 0.15                                    | 0.50                     | 3.2              | Gil et al, 1997       |
| Biomassa e mistura de biomassa e carvão | -  | -                               | 1                         | -                            | Ar                     | RBA 2 – 6  | 0.075                                   | -                        | 1.2              | Lapuerta et al, 2008  |
| Biomassa                                | Espessura até 3 mm   | -                               | 1                         | 718 - 733                    | Ar                     | 0.17 – 0.23                                      | 0.40                                    | -                        | 3.0              | Lim & Alimuddin, 2008 |
| Biomassa                                | dp=6 mm<br>$\rho_{pellets}=1300$ kg/m <sup>3</sup>                           | 12 – 21 kg biom.h <sup>-1</sup> | 1                         | 730 – 815                    | Ar e ar + vapor        | RE 0.19 – 0.35;<br>$W_{VG}$ 0 – 0.45             | Leito 0.15<br><i>Freeboard</i> 0.25     | -                        | 3.55             | Campoy et al, 2008    |
| Palha de arroz                          | dp=0.86<br>$\rho=389$ kg/m <sup>3</sup><br>$\varepsilon=0.64$<br>$\Phi=0.49$ | 32 kg biom.h <sup>-1</sup>      | 1                         | 750                          | Ar                     | 0.4  | 0.3                                     | -                        | 3.0              | Ramírez et al, 2007   |
| Serrim de pinheiro                      | -  | -                               | -                         | 800                          | -                      | RE 0.32  | 0.06                                    | 0.19                     | -                | Corella et al, 1996   |
| Palha de arroz                          | -  | -                               | -                         | 710                          | -                      | RE 0.4   | 0.2                                     | 0.6                      | 2.5              | Barriga, 2002         |
| Palha de arroz                          | -  | -                               | -                         | 873                          | -                      | RE 0.4   | 0.4                                     | 0.6                      | 4.6              | Fernandes, 2004       |
| Grãos destilados                        | dp=0.85+/-0.55 mm  | 1-1.5 kg biom.h <sup>-1</sup>   | 1                         | 650-850                      | Vapor e Ar             | $W_{VG}$ 0-14.29<br>RE 0.07 a 0.29               | Leito 0.0381<br><i>Freeboard</i> 0.0635 | -                        | 1.2              | Kumar et al, 2009     |
| Bagaço de cana de açúcar                | -  | 250 kW <sub>th</sub>            | -                         | 1000                         | Ar                     | RE 0.22 – 0.31                                   | Leito 0.57<br><i>Freeboard</i> 0.75     | -                        | -                | Enden & Lora, 2004    |

**Tabela Anexo A - 1: Parâmetros de operação, características físicas do reactor e características da biomassa para reactores experimentais**

<sup>1</sup> RE (razão de equivalência para gasificação directa com O<sub>2</sub> como agente oxidante) e  $W_{VG}$  (razão vapor biomassa para gasificação indirecta com vapor);  $W_{BA}$  (rácio biomassa/ar)

## ANEXO B – CORRELAÇÕES PARA DETERMINAÇÃO DA CAPACIDADE CALORÍFICA MÉDIA DE ALGUNS GASES

Capacidade calorífica média de alguns gases comuns ( $\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ ) para a temperatura de referência  $T^0=273 \text{ K}$  (Spiers, 1977)

$$\overline{c_p} \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg i. K}} \right] = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3 [\text{K}]$$

**Eq. Anexo B - 1**

|       | $\text{N}_2$ | $\text{O}_2$ | $\text{H}_2\text{O (g)}$ | $\text{H}_2$ | $\text{CO}$ | $\text{CH}_4$ | $\text{CO}_2$ | $\text{SO}_2$ |
|-------|--------------|--------------|--------------------------|--------------|-------------|---------------|---------------|---------------|
| $a_0$ | 1.05E+03     | 8.76E+02     | 1.86E+03                 | 1.43E+04     | 1.06E+03    | 1.98E+03      | 8.71E+02      | 6.04E+02      |
| $a_1$ | -3.77E-02    | 2.75E-01     | 9.51E-02                 | 6.19E-01     | -6.55E-02   | 2.26E+00      | 3.33E-01      | 3.21E-01      |
| $a_2$ | 1.67E-04     | -1.60E-04    | 2.94E-04                 | -5.81E-04    | 2.31E-04    | -5.59E-04     | -5.09E-05     | -1.76E-04     |
| $a_3$ | -6.36E-08    | 4.34E-08     | -1.16E-07                | 4.23E-07     | -9.54E-08   | 5.12E-08      | -2.11E-08     | 4.06E-08      |

**Tabela Anexo B - 1: Coeficientes de regressão para o cálculo do calor específico médio de gases comuns para temperatura de referência  $T^0$**

## ANEXO C – CORRELAÇÕES PARA CÁLCULO DA CONDUTIVIDADE TÉRMICA DOS MATERIAIS DO ISOLAMENTO DOS REACTORES

Correlações para cálculo da condutibilidade térmica dos materiais de isolamento (Matos, 1995)

$$k \left[ \frac{W}{m \cdot K} \right] = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3 [K] \quad \text{Eq. Anexo C - 1}$$

|                        | <b>a<sub>0</sub></b> | <b>a<sub>1</sub></b> | <b>a<sub>2</sub></b> | <b>a<sub>3</sub></b> |
|------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| <b>Aço refractário</b> | 0.1142642E+02        | 0.5471213E-02        | 0.1219486E-04        | -0.45381E-08         |
| <b>Lã cerâmica</b>     | 0.5575556E-01        | 0.308274E-03         | -0.1919352E-06       | 0.1179143E-09        |
| <b>Lã de rocha</b>     | 0.2352760E-01        | -0.732540E-05        | 0.9283762E-07        | 0.1816923E-09        |

**Tabela Anexo C - 1: Correlações para o cálculo da condutibilidade térmica dos materiais de isolamento**

## ANEXO D – TABELAS TERMODINÂMICAS DE VAPOR

Saturated water—Pressure table

| Press.,<br>P kPa | Sat.<br>temp.,<br>T <sub>sat</sub> °C | Specific volume,<br>m <sup>3</sup> /kg |                                  | Internal energy,<br>kJ/kg         |                           |                                  | Enthalpy,<br>kJ/kg                |                           |                                  | Entropy,<br>kJ/kg · K             |                           |                                  |
|------------------|---------------------------------------|--|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|
|                  |                                       | Sat.<br>liquid,<br>v <sub>f</sub>      | Sat.<br>vapor,<br>v <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>u <sub>f</sub> | Evap.,<br>u <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>u <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>h <sub>f</sub> | Evap.,<br>h <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>h <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>s <sub>f</sub> | Evap.,<br>s <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>s <sub>g</sub> |
| 0.6113           | 0.01                                  | 0.001000                               | 206.14                           | 0.00                              | 2375.3                    | 2375.3                           | 0.01                              | 2501.3                    | 2501.4                           | 0.0000                            | 9.1562                    | 9.1562                           |
| 1.0              | 6.98                                  | 0.001000                               | 129.21                           | 29.30                             | 2355.7                    | 2385.0                           | 29.30                             | 2484.9                    | 2514.2                           | 0.1059                            | 8.8697                    | 8.9756                           |
| 1.5              | 13.03                                 | 0.001001                               | 87.98                            | 54.71                             | 2338.6                    | 2393.3                           | 54.71                             | 2470.6                    | 2525.3                           | 0.1957                            | 8.6322                    | 8.8279                           |
| 2.0              | 17.50                                 | 0.001001                               | 67.00                            | 73.48                             | 2326.0                    | 2399.5                           | 73.48                             | 2460.0                    | 2533.5                           | 0.2607                            | 8.4629                    | 8.7237                           |
| 2.5              | 21.08                                 | 0.001002                               | 54.25                            | 88.48                             | 2315.9                    | 2404.4                           | 88.49                             | 2451.6                    | 2540.0                           | 0.3120                            | 8.3311                    | 8.6432                           |
| 3.0              | 24.08                                 | 0.001003                               | 45.67                            | 101.04                            | 2307.5                    | 2408.5                           | 101.05                            | 2444.5                    | 2545.5                           | 0.3545                            | 8.2231                    | 8.5776                           |
| 4.0              | 28.96                                 | 0.001004                               | 34.80                            | 121.45                            | 2293.7                    | 2415.2                           | 121.46                            | 2432.9                    | 2554.4                           | 0.4226                            | 8.0520                    | 8.4746                           |
| 5.0              | 32.88                                 | 0.001005                               | 28.19                            | 137.81                            | 2282.7                    | 2420.5                           | 137.82                            | 2423.7                    | 2561.5                           | 0.4764                            | 7.9187                    | 8.3951                           |
| 7.5              | 40.29                                 | 0.001008                               | 19.24                            | 168.78                            | 2261.7                    | 2430.5                           | 168.79                            | 2406.0                    | 2574.8                           | 0.5764                            | 7.6750                    | 8.2515                           |
| 10               | 45.81                                 | 0.001010                               | 14.67                            | 191.82                            | 2246.1                    | 2437.9                           | 191.83                            | 2392.8                    | 2584.7                           | 0.6493                            | 7.5009                    | 8.1502                           |
| 15               | 53.97                                 | 0.001014                               | 10.02                            | 225.92                            | 2222.8                    | 2448.7                           | 225.94                            | 2373.1                    | 2599.1                           | 0.7549                            | 7.2536                    | 8.0085                           |
| 20               | 60.06                                 | 0.001017                               | 7.649                            | 251.38                            | 2205.4                    | 2456.7                           | 251.40                            | 2358.3                    | 2609.7                           | 0.8320                            | 7.0766                    | 7.9085                           |
| 25               | 64.97                                 | 0.001020                               | 6.204                            | 271.90                            | 2191.2                    | 2463.1                           | 271.93                            | 2346.3                    | 2618.2                           | 0.8931                            | 6.9383                    | 7.8314                           |
| 30               | 69.10                                 | 0.001022                               | 5.229                            | 289.20                            | 2179.2                    | 2468.4                           | 289.23                            | 2336.1                    | 2625.3                           | 0.9439                            | 6.8247                    | 7.7686                           |
| 40               | 75.87                                 | 0.001027                               | 3.993                            | 317.53                            | 2159.5                    | 2477.0                           | 317.58                            | 2319.2                    | 2636.8                           | 1.0259                            | 6.6441                    | 7.6700                           |
| 50               | 81.33                                 | 0.001030                               | 3.240                            | 340.44                            | 2143.4                    | 2483.9                           | 340.49                            | 2305.4                    | 2645.9                           | 1.0910                            | 6.5029                    | 7.5939                           |
| 75               | 91.78                                 | 0.001037                               | 2.217                            | 384.31                            | 2112.4                    | 2496.7                           | 384.39                            | 2278.6                    | 2663.0                           | 1.2130                            | 6.2434                    | 7.4564                           |
| Press., MPa      |                                       |  |                                  |                                   |                           |                                  |                                   |                           |                                  |                                   |                           |                                  |
| 0.100            | 99.63                                 | 0.001043                               | 1.6940                           | 417.36                            | 2088.7                    | 2506.1                           | 417.46                            | 2258.0                    | 2675.5                           | 1.3026                            | 6.0568                    | 7.3594                           |
| 0.125            | 105.99                                | 0.001048                               | 1.3749                           | 444.19                            | 2069.3                    | 2513.5                           | 444.32                            | 2241.0                    | 2685.4                           | 1.3740                            | 5.9104                    | 7.2844                           |
| 0.150            | 111.37                                | 0.001053                               | 1.1593                           | 466.94                            | 2052.7                    | 2519.7                           | 467.11                            | 2226.5                    | 2693.6                           | 1.4336                            | 5.7897                    | 7.2233                           |
| 0.175            | 116.06                                | 0.001057                               | 1.0036                           | 486.80                            | 2038.1                    | 2524.9                           | 486.99                            | 2213.6                    | 2700.6                           | 1.4849                            | 5.6868                    | 7.1717                           |
| 0.200            | 120.23                                | 0.001061                               | 0.8857                           | 504.49                            | 2025.0                    | 2529.5                           | 504.70                            | 2201.9                    | 2706.7                           | 1.5301                            | 5.5970                    | 7.1271                           |
| 0.225            | 124.00                                | 0.001064                               | 0.7933                           | 520.47                            | 2013.1                    | 2533.6                           | 520.72                            | 2191.3                    | 2712.1                           | 1.5706                            | 5.5173                    | 7.0878                           |
| 0.250            | 127.44                                | 0.001067                               | 0.7187                           | 535.10                            | 2002.1                    | 2537.2                           | 535.37                            | 2181.5                    | 2716.9                           | 1.6072                            | 5.4455                    | 7.0527                           |
| 0.275            | 130.60                                | 0.001070                               | 0.6573                           | 548.59                            | 1991.9                    | 2540.5                           | 548.89                            | 2172.4                    | 2721.3                           | 1.6408                            | 5.3801                    | 7.0209                           |
| 0.300            | 133.55                                | 0.001073                               | 0.6058                           | 561.15                            | 1982.4                    | 2543.6                           | 561.47                            | 2163.8                    | 2725.3                           | 1.6718                            | 5.3201                    | 6.9919                           |
| 0.325            | 136.30                                | 0.001076                               | 0.5620                           | 572.90                            | 1973.5                    | 2546.4                           | 573.25                            | 2155.8                    | 2729.0                           | 1.7006                            | 5.2646                    | 6.9652                           |
| 0.350            | 138.88                                | 0.001079                               | 0.5243                           | 583.95                            | 1965.0                    | 2548.9                           | 584.33                            | 2148.1                    | 2732.4                           | 1.7275                            | 5.2130                    | 6.9405                           |
| 0.375            | 141.32                                | 0.001081                               | 0.4914                           | 594.40                            | 1956.9                    | 2551.3                           | 594.81                            | 2140.8                    | 2735.6                           | 1.7528                            | 5.1647                    | 6.9175                           |
| 0.40             | 143.63                                | 0.001084                               | 0.4625                           | 604.31                            | 1949.3                    | 2553.6                           | 604.74                            | 2133.8                    | 2738.6                           | 1.7766                            | 5.1193                    | 6.8959                           |
| 0.45             | 147.93                                | 0.001088                               | 0.4140                           | 622.77                            | 1934.9                    | 2557.6                           | 623.25                            | 2120.7                    | 2743.9                           | 1.8207                            | 5.0359                    | 6.8565                           |
| 0.50             | 151.86                                | 0.001093                               | 0.3749                           | 639.68                            | 1921.6                    | 2561.2                           | 640.23                            | 2108.5                    | 2748.7                           | 1.8607                            | 4.9606                    | 6.8213                           |
| 0.55             | 155.48                                | 0.001097                               | 0.3427                           | 655.32                            | 1909.2                    | 2564.5                           | 655.93                            | 2097.0                    | 2753.0                           | 1.8973                            | 4.8920                    | 6.7893                           |
| 0.60             | 158.85                                | 0.001101                               | 0.3157                           | 669.90                            | 1897.5                    | 2567.4                           | 670.56                            | 2086.3                    | 2756.8                           | 1.9312                            | 4.8288                    | 6.7600                           |
| 0.65             | 162.01                                | 0.001104                               | 0.2927                           | 683.56                            | 1886.5                    | 2570.1                           | 684.28                            | 2076.0                    | 2760.3                           | 1.9627                            | 4.7703                    | 6.7331                           |
| 0.70             | 164.97                                | 0.001108                               | 0.2729                           | 696.44                            | 1876.1                    | 2572.5                           | 697.22                            | 2066.3                    | 2763.5                           | 1.9922                            | 4.7158                    | 6.7080                           |
| 0.75             | 167.78                                | 0.001112                               | 0.2556                           | 708.64                            | 1866.1                    | 2574.7                           | 709.47                            | 2057.0                    | 2766.4                           | 2.0200                            | 4.6647                    | 6.6847                           |
| 0.80             | 170.43                                | 0.001115                               | 0.2404                           | 720.22                            | 1856.6                    | 2576.8                           | 721.11                            | 2048.0                    | 2769.1                           | 2.0462                            | 4.6166                    | 6.6628                           |
| 0.85             | 172.96                                | 0.001118                               | 0.2270                           | 731.27                            | 1847.4                    | 2578.7                           | 732.22                            | 2039.4                    | 2771.6                           | 2.0710                            | 4.5711                    | 6.6421                           |
| 0.90             | 175.38                                | 0.001121                               | 0.2150                           | 741.83                            | 1838.6                    | 2580.5                           | 742.83                            | 2031.1                    | 2773.9                           | 2.0946                            | 4.5280                    | 6.6226                           |
| 0.95             | 177.69                                | 0.001124                               | 0.2042                           | 751.95                            | 1830.2                    | 2582.1                           | 753.02                            | 2023.1                    | 2776.1                           | 2.1172                            | 4.4869                    | 6.6041                           |
| 1.00             | 179.91                                | 0.001127                               | 0.19444                          | 761.68                            | 1822.0                    | 2583.6                           | 762.81                            | 2015.3                    | 2778.1                           | 2.1387                            | 4.4478                    | 6.5865                           |
| 1.10             | 184.09                                | 0.001133                               | 0.17753                          | 780.09                            | 1806.3                    | 2586.4                           | 781.34                            | 2000.4                    | 2871.7                           | 2.1792                            | 4.3744                    | 6.5536                           |
| 1.20             | 187.99                                | 0.001139                               | 0.16333                          | 797.29                            | 1791.5                    | 2588.8                           | 798.65                            | 1986.2                    | 2884.8                           | 2.2166                            | 4.3067                    | 6.5233                           |
| 1.30             | 191.64                                | 0.001144                               | 0.15125                          | 813.44                            | 1777.5                    | 2591.0                           | 814.93                            | 1972.7                    | 2887.6                           | 2.2515                            | 4.2438                    | 6.4953                           |

Saturated water—Pressure table (Concluded)

| Press.,<br>P MPa | Sat.<br>temp.,<br>T <sub>sat</sub> °C | Specific volume,<br>m <sup>3</sup> /kg |                                  | Internal energy,<br>kJ/kg         |                           |                                  | Enthalpy,<br>kJ/kg                |                           |                                  | Entropy,<br>kJ/kg · K             |                           |                                  |
|------------------|---------------------------------------|--|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|
|                  |                                       | Sat.<br>liquid,<br>v <sub>f</sub>      | Sat.<br>vapor,<br>v <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>u <sub>f</sub> | Evap.,<br>u <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>u <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>h <sub>f</sub> | Evap.,<br>h <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>h <sub>g</sub> | Sat.<br>liquid,<br>s <sub>f</sub> | Evap.,<br>s <sub>fg</sub> | Sat.<br>vapor,<br>s <sub>g</sub> |
| 1.40             | 195.07                                | 0.001149                               | 0.14084                          | 828.70                            | 1764.1                    | 2592.8                           | 830.30                            | 1957.7                    | 2790.0                           | 2.2842                            | 4.1850                    | 6.4693                           |
| 1.50             | 198.32                                | 0.001154                               | 0.13177                          | 843.16                            | 1751.3                    | 2594.5                           | 844.89                            | 1947.3                    | 2792.2                           | 2.3150                            | 4.1298                    | 6.4448                           |
| 1.75             | 205.76                                | 0.001166                               | 0.11349                          | 876.46                            | 1721.4                    | 2597.8                           | 878.50                            | 1917.9                    | 2796.4                           | 2.3851                            | 4.0044                    | 6.3896                           |
| 2.00             | 212.42                                | 0.001177                               | 0.09963                          | 906.44                            | 1693.8                    | 2600.3                           | 908.79                            | 1890.7                    | 2799.5                           | 2.4474                            | 3.8935                    | 6.3409                           |
| 2.25             | 218.45                                | 0.001187                               | 0.08875                          | 933.83                            | 1668.2                    | 2602.0                           | 936.49                            | 1865.2                    | 2801.7                           | 2.5035                            | 3.7937                    | 6.2972                           |
| 2.5              | 223.99                                | 0.001197                               | 0.07998                          | 959.11                            | 1644.0                    | 2603.1                           | 962.11                            | 1841.0                    | 2803.1                           | 2.5547                            | 3.7028                    | 6.2575                           |
| 3.0              | 233.90                                | 0.001217                               | 0.06668                          | 1004.78                           | 1599.3                    | 2604.1                           | 1008.42                           | 1795.7                    | 2804.2                           | 2.6457                            | 3.5412                    | 6.1869                           |
| 3.5              | 242.60                                | 0.001235                               | 0.05707                          | 1045.43                           | 1558.3                    | 2603.7                           | 1049.75                           | 1753.7                    | 2803.4                           | 2.7253                            | 3.4000                    | 6.1253                           |
| 4                | 250.40                                | 0.001252                               | 0.04978                          | 1082.31                           | 1520.0                    | 2602.3                           | 1087.31                           | 1714.1                    | 2801.4                           | 2.7964                            | 3.2737                    | 6.0701                           |
| 5                | 263.99                                | 0.001286                               | 0.03944                          | 1147.81                           | 1449.3                    | 2597.1                           | 1154.23                           | 1640.1                    | 2794.3                           | 2.9202                            | 3.0532                    | 5.9734                           |
| 6                | 275.64                                | 0.001319                               | 0.03244                          | 1205.44                           | 1384.3                    | 2589.7                           | 1213.35                           | 1571.0                    | 2784.3                           | 3.0267                            | 2.8625                    | 5.8892                           |
| 7                | 285.88                                | 0.001351                               | 0.02737                          | 1257.55                           | 1323.0                    | 2580.5                           | 1267.00                           | 1505.1                    | 2772.1                           | 3.1211                            | 2.6922                    | 5.8133                           |
| 8                | 295.06                                | 0.001384                               | 0.02352                          | 1305.57                           | 1264.2                    | 2569.8                           | 1316.64                           | 1441.3                    | 2758.0                           | 3.2068                            | 2.5364                    | 5.7432                           |
| 9                | 303.40                                | 0.001418                               | 0.02048                          | 1350.51                           | 1207.3                    | 2557.8                           | 1363.26                           | 1378.9                    | 2742.1                           | 3.2858                            | 2.3915                    | 5.6722                           |
| 10               | 311.06                                | 0.001452                               | 0.018026                         | 1393.04                           | 1151.4                    | 2544.4                           | 1407.56                           | 1317.1                    | 2724.7                           | 3.3596                            | 2.2544                    | 5.6141                           |
| 11               | 318.15                                | 0.001489                               | 0.015987                         | 1433.7                            | 1096.0                    | 2529.8                           | 1450.1                            | 1255.5                    | 2705.6                           | 3.4295                            | 2.1233                    | 5.5527                           |
| 12               | 324.75                                | 0.001527                               | 0.014263                         | 1473.0                            | 1040.7                    | 2513.7                           | 1491.3                            | 1193.3                    | 2684.9                           | 3.4962                            | 1.9962                    | 5.4924                           |
| 13               | 330.93                                | 0.001567                               | 0.012780                         | 1511.1                            | 985.0                     | 2496.1                           | 1531.5                            | 1130.7                    | 2662.2                           | 3.5606                            | 1.8718                    | 5.4323                           |
| 14               | 336.75                                | 0.001611                               | 0.011485                         | 1548.6                            | 928.2                     | 2476.8                           | 1571.1                            | 1066.5                    | 2637.6                           | 3.6232                            | 1.7485                    | 5.3717                           |
| 15               | 342.24                                | 0.001658                               | 0.010337                         | 1585.6                            | 869.8                     | 2455.5                           | 1610.5                            | 1000.0                    | 2610.5                           | 3.6848                            | 1.6249                    | 5.3098                           |
| 16               | 347.44                                | 0.001711                               | 0.009306                         | 1622.7                            | 809.0                     | 2431.7                           | 1650.1                            | 930.6                     | 2580.6                           | 3.7461                            | 1.4994                    | 5.2455                           |
| 17               | 352.37                                | 0.001770                               | 0.008364                         | 1660.2                            | 744.8                     | 2405.0                           | 1690.3                            | 856.9                     | 2547.2                           | 3.8079                            | 1.3698                    | 5.1777                           |
| 18               | 357.06                                | 0.001840                               | 0.007489                         | 1698.9                            | 675.4                     | 2374.3                           | 1732.0                            | 777.1                     | 2509.1                           | 3.8715                            | 1.2329                    | 5.1044                           |
| 19               | 361.54                                | 0.001924                               | 0.006657                         | 1739.9                            | 598.1                     | 2338.1                           | 1776.5                            | 688.0                     | 2464.5                           | 3.9388                            | 1.0839                    | 5.0228                           |
| 20               | 365.81                                | 0.002036                               | 0.005834                         | 1785.6                            | 507.5                     | 2293.0                           | 1826.3                            | 583.4                     | 2409.7                           | 4.0139                            | 0.9130                    | 4.9269                           |
| 21               | 369.89                                | 0.002207                               | 0.004952                         | 1842.1                            | 388.5                     | 2230.6                           | 1888.4                            | 446.2                     | 2334.6                           | 4.1075                            | 0.6938                    | 4.8013                           |
| 22               | 373.80                                | 0.002742                               | 0.003568                         | 1961.9                            | 125.2                     | 2087.1                           | 2022.2                            | 143.4                     | 2165.6                           | 4.3110                            | 0.2216                    | 4.5327                           |
| 22.09            | 374.14                                | 0.003155                               | 0.003155                         | 2029.6                            | 0                         | 2029.6                           | 2099.3                            | 0                         | 2099.3                           | 4.4298                            | 0                         | 4.4298                           |

Tabela Anexo D - 1: Tabela termodinâmica de vapor saturado – tabela de pressão (T<sup>0</sup>=25°C; P=1 atm)

(Çengel &amp; Boles, 2006)

Superheated water

| T<br>°C                 | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K |
|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|----------------|
| P = 0.01 MPa (45.81°C)* |            |            |            | P = 0.05 MPa (81.33°C)  |            |            |            | P = 0.10 MPa (99.63°C)  |            |            |            |                |
| Sat.†                   | 14.674     | 2437.9     | 2584.7     | 8.1502                  | 3.240      | 2483.9     | 2645.9     | 7.5939                  | 1.6940     | 2506.1     | 2675.5     | 7.3594         |
| 50                      | 14.869     | 2443.9     | 2592.6     | 8.1749                  |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| 100                     | 17.196     | 2515.5     | 2687.5     | 8.4479                  | 3.418      | 2511.6     | 2682.5     | 7.6947                  | 1.6958     | 2506.7     | 2676.2     | 7.3614         |
| 150                     | 19.512     | 2587.9     | 2783.0     | 8.6882                  | 3.889      | 2585.6     | 2780.1     | 7.9401                  | 1.9364     | 2582.8     | 2776.4     | 7.6134         |
| 200                     | 21.825     | 2661.3     | 2879.5     | 8.9038                  | 4.356      | 2659.9     | 2877.7     | 8.1580                  | 2.172      | 2658.1     | 2875.3     | 7.8343         |
| 250                     | 24.136     | 2736.0     | 2977.3     | 9.1002                  | 4.820      | 2735.0     | 2976.0     | 8.3556                  | 2.406      | 2733.7     | 2974.3     | 8.0333         |
| 300                     | 26.445     | 2812.1     | 3076.5     | 9.2813                  | 5.284      | 2811.3     | 3075.5     | 8.5373                  | 2.639      | 2810.4     | 3074.3     | 8.2158         |
| 350                     | 28.754     | 2888.2     | 3176.0     | 9.4524                  | 5.748      | 2887.3     | 3175.0     | 8.7190                  | 3.103      | 2967.9     | 3278.2     | 8.5435         |
| 400                     | 31.063     | 2968.9     | 3279.6     | 9.6077                  | 6.209      | 2968.5     | 3278.9     | 8.8642                  | 3.565      | 3131.6     | 3488.1     | 8.8342         |
| 450                     | 35.679     | 3132.3     | 3489.1     | 9.8978                  | 7.134      | 3132.0     | 3488.7     | 9.1546                  | 4.028      | 3301.9     | 3704.4     | 9.0976         |
| 500                     | 40.295     | 3302.5     | 3705.4     | 10.1608                 | 8.057      | 3302.2     | 3705.1     | 9.4178                  | 4.490      | 3479.2     | 3928.2     | 9.3398         |
| 600                     | 44.911     | 3479.6     | 3928.7     | 10.4028                 | 9.981      | 3479.4     | 3928.5     | 9.6599                  | 4.928      | 3663.5     | 4158.6     | 9.5652         |
| 700                     | 49.526     | 3663.8     | 4159.0     | 10.6281                 | 10.828     | 3663.6     | 4158.9     | 9.8852                  | 5.414      | 3854.8     | 4396.1     | 9.7767         |
| 800                     | 54.141     | 3855.0     | 4396.4     | 10.8396                 | 11.751     | 4052.9     | 4640.5     | 10.2964                 | 5.875      | 4052.8     | 4640.3     | 9.9764         |
| 900                     | 58.757     | 4053.0     | 4640.6     | 11.0393                 | 12.674     | 4257.4     | 4891.1     | 10.4593                 | 6.337      | 4257.3     | 4891.0     | 10.1659        |
| 1000                    | 63.372     | 4257.5     | 4891.2     | 11.2287                 | 13.597     | 4467.8     | 5147.7     | 10.6662                 | 6.799      | 4467.7     | 5147.6     | 10.3463        |
| 1100                    | 67.987     | 4467.9     | 5147.8     | 11.4091                 | 14.521     | 4683.6     | 5409.6     | 10.8382                 | 7.260      | 4683.5     | 5409.5     | 10.5183        |
| 1200                    | 72.602     | 4683.7     | 5409.7     | 11.5811                 |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| 1300                    |            |            |            |                         |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| P = 0.20 MPa (120.23°C) |            |            |            | P = 0.30 MPa (133.55°C) |            |            |            | P = 0.40 MPa (143.63°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.8857     | 2529.5     | 2706.7     | 7.1272                  | 0.6058     | 2543.6     | 2725.3     | 6.9919                  | 0.4625     | 2553.6     | 2738.6     | 6.8959         |
| 150                     | 0.9596     | 2576.9     | 2768.8     | 7.2795                  | 0.6339     | 2570.8     | 2761.0     | 7.0778                  | 0.4708     | 2564.5     | 2752.8     | 6.9299         |
| 200                     | 1.0803     | 2654.4     | 2870.5     | 7.5066                  | 0.7163     | 2650.7     | 2865.6     | 7.3115                  | 0.5342     | 2646.8     | 2860.5     | 7.1706         |
| 250                     | 1.1988     | 2731.2     | 2971.0     | 7.7086                  | 0.7964     | 2728.7     | 2967.6     | 7.5166                  | 0.5951     | 2726.1     | 2964.2     | 7.3789         |
| 300                     | 1.3162     | 2808.6     | 3071.8     | 7.8926                  | 0.8753     | 2806.7     | 3069.3     | 7.7022                  | 0.6548     | 2804.8     | 3066.8     | 7.5662         |
| 350                     | 1.4347     | 2886.0     | 3172.6     | 8.0681                  | 1.0315     | 2965.6     | 3275.0     | 8.0330                  | 0.7726     | 2964.4     | 3273.4     | 7.8985         |
| 400                     | 1.5493     | 2966.7     | 3276.6     | 8.2218                  | 1.1867     | 3130.0     | 3486.0     | 8.3251                  | 0.8893     | 3129.2     | 3484.9     | 8.1913         |
| 500                     | 2.013      | 3301.4     | 3704.0     | 8.7770                  | 1.3414     | 3300.8     | 3703.2     | 8.5892                  | 1.0055     | 3300.2     | 3702.4     | 8.4558         |
| 600                     | 2.7814     | 3130.8     | 3487.1     | 8.5133                  | 1.4957     | 3478.4     | 3927.1     | 8.8319                  | 1.1215     | 3477.9     | 3926.5     | 8.6987         |
| 700                     | 2.244      | 3478.8     | 3927.6     | 9.0194                  | 1.6499     | 3662.9     | 4157.8     | 9.0576                  | 1.2372     | 3662.4     | 4157.3     | 8.9244         |
| 800                     | 2.475      | 3663.1     | 4158.2     | 9.2449                  | 1.8041     | 3854.2     | 4395.4     | 9.2692                  | 1.3529     | 3853.9     | 4395.1     | 9.1362         |
| 900                     | 2.705      | 3854.5     | 4395.8     | 9.4566                  | 1.9581     | 4052.3     | 4639.7     | 9.4690                  | 1.4685     | 4052.0     | 4639.4     | 9.3360         |
| 1000                    | 2.937      | 4052.5     | 4640.0     | 9.6563                  | 2.1121     | 4256.8     | 4890.4     | 9.6585                  | 1.5840     | 4256.5     | 4890.2     | 9.5256         |
| 1100                    | 3.168      | 4257.0     | 4890.7     | 9.8458                  | 2.2661     | 4467.2     | 5147.1     | 9.8389                  | 1.6996     | 4467.0     | 5146.8     | 9.7060         |
| 1200                    | 3.399      | 4467.5     | 5147.5     | 10.0262                 | 2.4201     | 4683.0     | 5409.0     | 10.0110                 | 1.8151     | 4682.8     | 5408.8     | 9.8780         |
| 1300                    | 3.630      | 4683.2     | 5409.3     | 10.1982                 |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| P = 0.50 MPa (151.86°C) |            |            |            | P = 0.60 MPa (158.85°C) |            |            |            | P = 0.80 MPa (170.43°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.3749     | 2561.2     | 2748.7     | 6.8213                  | 0.3157     | 2567.4     | 2756.8     | 6.7600                  | 0.2404     | 2576.8     | 2769.1     | 6.6628         |
| 200                     | 0.4249     | 2642.9     | 2855.4     | 7.0592                  | 0.3520     | 2638.9     | 2850.1     | 6.9665                  | 0.2608     | 2630.6     | 2839.3     | 6.8158         |
| 250                     | 0.4744     | 2723.5     | 2960.7     | 7.2709                  | 0.3938     | 2720.9     | 2957.2     | 7.1816                  | 0.2931     | 2715.5     | 2950.0     | 7.0384         |
| 300                     | 0.5226     | 2802.9     | 3064.2     | 7.4599                  | 0.4344     | 2801.0     | 3061.6     | 7.3724                  | 0.3241     | 2797.2     | 3056.5     | 7.2328         |
| 350                     | 0.5701     | 2882.6     | 3167.7     | 7.6329                  | 0.4742     | 2881.2     | 3165.7     | 7.5464                  | 0.3544     | 2878.2     | 3161.7     | 7.4089         |
| 400                     | 0.6173     | 2963.2     | 3271.9     | 7.7938                  | 0.5137     | 2962.1     | 3270.3     | 7.7079                  | 0.3843     | 2959.7     | 3267.1     | 7.5716         |
| 450                     | 0.6619     | 3048.4     | 3383.9     | 7.9483                  | 0.5520     | 3047.6     | 3382.8     | 7.8673                  | 0.4433     | 3126.0     | 3480.6     | 7.8673         |
| 500                     | 0.7103     | 3128.4     | 3483.9     | 8.0873                  | 0.6697     | 3299.1     | 3700.9     | 8.2674                  | 0.5018     | 3297.9     | 3699.4     | 8.1333         |
| 600                     | 0.8041     | 3299.6     | 3701.7     | 7.3522                  | 0.7472     | 3477.0     | 3925.3     | 8.5107                  | 0.5601     | 3476.2     | 3924.2     | 8.3770         |
| 700                     | 0.8969     | 3477.5     | 3925.9     | 8.5952                  | 0.8245     | 3661.8     | 4156.5     | 8.7367                  | 0.6181     | 3661.1     | 4155.6     | 8.6033         |
| 800                     | 0.9896     | 3662.1     | 4156.9     | 8.8211                  | 0.9017     | 3853.4     | 4394.4     | 8.9486                  | 0.6761     | 3852.8     | 4393.7     | 8.8153         |
| 900                     | 1.0822     | 3853.6     | 4394.7     | 9.0329                  | 0.9788     | 4051.5     | 4638.8     | 9.1485                  | 0.7340     | 4051.0     | 4638.2     | 9.0153         |
| 1000                    | 1.1747     | 4051.8     | 4639.1     | 9.2328                  | 1.0559     | 4256.1     | 4889.6     | 9.3381                  | 0.7919     | 4255.6     | 4889.1     | 9.2050         |
| 1100                    | 1.2672     | 4256.3     | 4889.9     | 9.4224                  | 1.1330     | 4466.5     | 5146.3     | 9.5185                  | 0.8497     | 4466.1     | 5145.9     | 9.3855         |
| 1200                    | 1.3596     | 4466.8     | 5146.6     | 9.6029                  | 1.2101     | 4682.3     | 5408.3     | 9.6906                  | 0.9076     | 4681.8     | 5407.9     | 9.5575         |
| 1300                    | 1.4521     | 4682.5     | 5408.6     | 9.7749                  |            |            |            |                         |            |            |            |                |

Superheated water (Continued)

| T<br>°C                 | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K |
|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|----------------|
| P = 1.00 MPa (179.91°C) |            |            |            | P = 1.20 MPa (187.99°C) |            |            |            | P = 1.40 MPa (195.07°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.19444    | 2583.6     | 2778.1     | 6.5865                  | 0.16333    | 2588.8     | 2784.8     | 6.5233                  | 0.14084    | 2592.8     | 2790.0     | 6.4693         |
| 200                     | 0.2060     | 2621.9     | 2827.9     | 6.6940                  | 0.16930    | 2612.8     | 2815.9     | 6.5898                  | 0.14302    | 2603.1     | 2803.3     | 6.4975         |
| 250                     | 0.2327     | 2709.9     | 2942.6     | 6.9247                  | 0.19234    | 2704.2     | 2935.0     | 6.8294                  | 0.16350    | 2698.3     | 2927.2     | 6.7467         |
| 300                     | 0.2579     | 2793.2     | 3051.2     | 7.1229                  | 0.2138     | 2789.2     | 3045.8     | 7.0317                  | 0.18228    | 2785.2     | 3040.4     | 6.9534         |
| 350                     | 0.2825     | 2875.2     | 3157.7     | 7.3011                  | 0.2345     | 2872.2     | 3153.6     | 7.2121                  | 0.2003     | 2869.2     | 3149.5     | 7.1360         |
| 400                     | 0.3066     | 2957.3     | 3263.9     | 7.4651                  | 0.2548     | 2954.9     | 3260.7     | 7.3774                  | 0.2178     | 2952.5     | 3257.5     | 7.3026         |
| 450                     | 0.3541     | 3124.4     | 3478.5     | 7.7622                  | 0.2946     | 3122.8     | 3476.3     | 7.6759                  | 0.2521     | 3121.1     | 3474.1     | 7.6027         |
| 500                     | 0.4011     | 3296.8     | 3697.9     | 8.0290                  | 0.3339     | 3295.6     | 3696.3     | 7.9435                  | 0.2860     | 3294.4     | 3694.8     | 7.8710         |
| 600                     | 0.4478     | 3475.3     | 3923.1     | 8.2731                  | 0.3729     | 3474.4     | 3922.0     | 8.1881                  | 0.3195     | 3473.6     | 3920.8     | 8.1160         |
| 700                     | 0.4943     | 3660.4     | 4154.7     | 8.4996                  | 0.4118     | 3659.7     | 4153.8     | 8.4148                  | 0.3528     | 3659.0     | 4153.0     | 8.3431         |
| 800                     | 0.5407     | 3852.2     | 4392.9     | 8.7118                  | 0.4505     | 3851.6     | 4392.2     | 8.6272                  | 0.3861     | 3851.1     | 4391.5     | 8.5556         |
| 900                     | 0.5871     | 4050.5     | 4637.6     | 8.9119                  | 0.4892     | 4050.0     | 4637.0     | 8.8274                  | 0.4192     | 4049.5     | 4636.4     | 8.7559         |
| 1000                    | 0.6335     | 4255.1     | 4888.6     | 9.1017                  | 0.5278     | 4254.6     | 4888.0     | 9.0172                  | 0.4524     | 4254.1     | 4887.5     | 8.9457         |
| 1100                    | 0.6798     | 4465.6     | 5145.4     | 9.2822                  | 0.5665     | 4465.1     | 5144.9     | 9.1977                  | 0.4855     | 4464.7     | 5144.4     | 9.1262         |
| 1200                    | 0.7261     | 4681.3     | 5407.4     | 9.4543                  | 0.6051     | 4680.9     | 5407.0     | 9.3698                  | 0.5186     | 4680.4     | 5406.5     | 9.2984         |
| 1300                    | 0.7661     | 4861.3     | 5607.4     | 9.6543                  | 0.6451     | 4860.9     | 5607.0     | 9.5698                  | 0.5586     | 4860.4     | 5606.5     | 9.4984         |
| P = 1.60 MPa (201.41°C) |            |            |            | P = 1.80 MPa (207.15°C) |            |            |            | P = 2.00 MPa (212.42°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.12380    | 2596.0     | 2794.0     | 6.4218                  | 0.11042    | 2598.4     | 2797.1     | 6.3794                  | 0.09963    | 2600.3     | 2799.5     | 6.3409         |
| 225                     | 0.13287    | 2644.7     | 2857.3     | 6.5518                  | 0.11673    | 2636.6     | 2846.7     | 6.4808                  | 0.10377    | 2628.3     | 2835.8     | 6.4147         |
| 250                     | 0.14184    | 2692.3     | 2919.2     | 6.6732                  | 0.12497    | 2686.0     | 2911.0     | 6.6066                  | 0.11144    | 2679.6     | 2902.5     | 6.5453         |
| 300                     | 0.15862    | 2781.1     | 3034.8     | 6.8844                  | 0.14021    | 2776.9     | 3029.2     | 6.8226                  | 0.12547    | 2772.6     | 3023.5     | 6.7664         |
| 350                     | 0.17456    | 2866.1     | 3145.4     | 7.0694                  | 0.15457    | 2863.0     | 3141.2     | 7.0100                  | 0.13857    | 2859.8     | 3137.0     | 6.9563         |
| 400                     | 0.19005    | 2950.1     | 3254.2     | 7.2374                  | 0.16847    | 2947.7     | 3250.9     | 7.1794                  | 0.15120    | 2945.2     | 3247.6     | 7.1271         |
| 450                     | 0.2203     | 3119.5     | 3472.0     | 7.5390                  | 0.19550    | 3117.9     | 3469.8     | 7.4825                  | 0.17568    | 3116.2     | 3467.6     | 7.4317         |
| 500                     | 0.2500     | 3293.3     | 3693.2     | 7.8080                  | 0.2220     | 3292.1     | 3691.7     | 7.7523                  | 0.19960    | 3290.9     | 3690.1     | 7.7024         |
| 600                     | 0.2794     | 3472.7     | 3919.7     | 8.0535                  | 0.2482     | 3471.8     | 3918.5     | 7.9983                  | 0.2232     | 3470.9     | 3917.4     | 7.9487         |
| 700                     | 0.3086     | 3658.3     | 4152.1     | 8.2808                  | 0.2742     | 3657.6     | 4151.2     | 8.2258                  | 0.2467     | 3657.0     | 4150.3     | 8.1765         |
| 800                     | 0.3377     | 3850.5     | 4390.8     | 8.4935                  | 0.3001     | 3849.9     | 4390.1     | 8.4386                  | 0.2700     | 3849.3     | 4389.4     | 8.3895         |
| 900                     | 0.3668     | 4049.0     | 4635.8     | 8.6938                  | 0.3260     | 4048.5     | 4635.2     | 8.6391                  | 0.2933     | 4048.0     | 4634.6     | 8.5901         |
| 1000                    | 0.3958     | 4253.7     | 4887.0     | 8.8837                  | 0.3518     | 4253.2     | 4886.4     | 8.8290                  | 0.3166     | 4252.7     | 4885.9     | 8.7800         |
| 1100                    | 0.4248     | 4464.2     | 5143.9     | 9.0643                  | 0.3776     | 4463.7     | 5143.4     | 9.0096                  | 0.3398     | 4463.3     | 5142.9     | 8.9607         |
| 1200                    | 0.4538     | 4679.9     | 5406.0     | 9.2364                  | 0.4034     | 4679.5     | 5405.6     | 9.1818                  | 0.3631     | 4679.0     | 5405.1     | 9.1329         |
| 1300                    | 0.4828     | 4869.9     | 5606.0     | 9.4164                  | 0.4304     | 4869.5     | 5605.6     | 9.3322                  | 0.3924     | 4869.0     | 5605.1     | 9.2839         |
| P = 2.50 MPa (223.99°C) |            |            |            | P = 3.00 MPa (233.90°C) |            |            |            | P = 3.50 MPa (242.60°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.07998    | 2603.1     | 2803.1     | 6.2575                  | 0.06668    | 2604.1     | 2804.2     | 6.1869                  | 0.05707    | 2603.7     | 2803.4     | 6.1253         |
| 225                     | 0.08027    | 2605.6     | 2806.3     | 6.2639                  |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| 250                     | 0.08700    | 2662.6     | 2880.1     | 6.4085                  | 0.07058    | 2644.0     | 2855.8     | 6.2872                  | 0.05872    | 2623.7     | 2829.2     | 6.1749         |
| 300                     | 0.09890    | 2761.6     | 3008.8     | 6.6438                  | 0.08114    | 2750.1     | 2993.5     | 6.5390                  | 0.06842    | 2738.0     | 2977.5     | 6.4461         |
| 350                     | 0.10976    | 2851.9     | 3126.3     | 6.8403                  | 0.09053    | 2843.7     | 3115.3     | 6.7428                  | 0.07678    | 2835.3     | 3104.0     | 6.6579         |
| 400                     | 0.12010    | 2939.1     | 3239.3     | 7.0148                  | 0.09936    | 2932.8     | 3230.9     | 6.9212                  | 0.08453    | 2926.4     | 3222.3     | 6.8405         |
| 450                     | 0.13014    | 3025.5     | 3350.8     | 7.1746                  | 0.10787    | 3020.4     | 3344.0     | 7.0834                  | 0.09196    | 3015.3     | 3337.2     | 7.0052         |
| 500                     | 0.13993    | 3112.1     | 3462.1     | 7.3234                  | 0.11619    | 3108.0     | 3456.5     | 7.2338                  | 0.09918    | 3103.0     | 3450.9     | 7.1572         |
| 600                     | 0.15930    | 3288.0     | 3686.3     | 7.5960                  | 0.13243    | 3285.0     | 3682.3     | 7.5085                  | 0.11324    | 3282.1     | 3678.4     | 7.4339         |
| 700                     | 0.17832    | 3468.7     | 3914.5     | 7.8435                  | 0.14838    | 3466.5     | 3911.7     | 7.7571                  | 0.12699    | 3464.3     | 3908.8     | 7.6837         |
| 800                     | 0.19716    | 3655.3     | 4148.2     | 8.0720                  | 0.16414    | 3653.5     | 4145.9     | 7.9862                  | 0.14056    | 3651.8     | 4143.7     | 7.9134         |
| 900                     | 0.21590    | 3847.9     | 4387.6     | 8.2853                  | 0.17980    | 3846.5     | 4385.9     | 8.1999                  | 0.15402    | 3845.0     | 4384.1     | 8.1276         |
| 1000                    | 0.2346     | 4046.7     | 4633.1     | 8.4861                  | 0.19541    | 4045.4     | 4631.6     | 8.4009                  | 0.16743    | 4044.1     | 4630.1     | 8.3288         |
| 1100                    | 0.2532     | 4251.5     | 4884.6     | 8.6752                  | 0.21098    | 4250.3     | 4883.3     | 8.5912                  | 0.18080    | 4249.2     | 4881.9     | 8.5192         |
| 1200                    | 0.2718     | 4462.1     | 5141.7     | 8.8569                  | 0.22652    | 4460.9     | 5140.5     | 8.7720                  | 0.19415    | 4459.8     | 5139.3     | 8.7000         |
| 1300                    | 0.2905     | 4677.8     | 5404.0     | 9.0291                  | 0.24206    | 4676.6     | 5402.8     | 8.9442                  | 0.20749    | 4675.5     | 5401.7     | 8.8723         |



## Superheated water (Continued)

| T<br>°C                | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K             | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K |
|------------------------|------------|------------|------------|----------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|----------------|
| P = 4.0 MPa (250.40°C) |            |            |            | P = 4.5 MPa (257.49°C)     |            |            |            | P = 5.0 MPa (263.99°C)  |            |            |            |                |
| Sat.                   | 0.04978    | 2602.3     | 2801.4     | 6.0701                     | 0.04406    | 2600.1     | 2798.3     | 6.0198                  | 0.03944    | 2597.1     | 2794.3     | 5.9734         |
| 275                    | 0.05457    | 2667.9     | 2886.2     | 6.2285                     | 0.04730    | 2650.3     | 2863.2     | 6.1401                  | 0.04141    | 2631.3     | 2838.3     | 6.0544         |
| 300                    | 0.05884    | 2725.3     | 2960.7     | 6.3615                     | 0.05135    | 2712.0     | 2943.1     | 6.2828                  | 0.04532    | 2698.0     | 2924.5     | 6.2084         |
| 350                    | 0.06645    | 2826.7     | 3092.5     | 6.5821                     | 0.05840    | 2817.8     | 3080.6     | 6.5131                  | 0.05194    | 2808.7     | 3068.4     | 6.4493         |
| 400                    | 0.07341    | 2919.9     | 3213.6     | 6.7690                     | 0.06475    | 2913.3     | 3204.7     | 6.7047                  | 0.05781    | 2906.6     | 3195.7     | 6.6459         |
| 450                    | 0.08002    | 3010.2     | 3330.3     | 6.9363                     | 0.07074    | 3005.0     | 3323.3     | 6.8746                  | 0.06330    | 2999.7     | 3316.2     | 6.8186         |
| 500                    | 0.08643    | 3099.5     | 3445.3     | 7.0901                     | 0.07651    | 3095.3     | 3439.6     | 7.0301                  | 0.06857    | 3091.0     | 3433.8     | 6.9759         |
| 600                    | 0.09885    | 3279.1     | 3674.4     | 7.3688                     | 0.08765    | 3276.0     | 3670.5     | 7.3110                  | 0.07869    | 3273.0     | 3666.5     | 7.2589         |
| 700                    | 0.11095    | 3462.1     | 3905.9     | 7.6198                     | 0.09847    | 3459.9     | 3903.0     | 7.5631                  | 0.08849    | 3457.6     | 3900.1     | 7.5122         |
| 800                    | 0.12287    | 3650.0     | 4141.5     | 7.8502                     | 0.10911    | 3648.3     | 4139.3     | 7.7942                  | 0.09811    | 3646.6     | 4137.1     | 7.7440         |
| 900                    | 0.13469    | 3843.6     | 4382.3     | 8.0647                     | 0.11965    | 3842.2     | 4380.6     | 8.0091                  | 0.10762    | 3840.7     | 4378.8     | 7.9593         |
| 1000                   | 0.14645    | 4042.9     | 4628.7     | 8.2662                     | 0.13013    | 4041.6     | 4627.2     | 8.2108                  | 0.11707    | 4040.4     | 4625.7     | 8.1612         |
| 1100                   | 0.15817    | 4248.0     | 4880.6     | 8.4567                     | 0.14056    | 4246.8     | 4879.3     | 8.4015                  | 0.12648    | 4245.6     | 4878.0     | 8.3520         |
| 1200                   | 0.16987    | 4458.6     | 5138.1     | 8.6376                     | 0.15098    | 4457.5     | 5136.9     | 8.5825                  | 0.13587    | 4456.3     | 5135.7     | 8.5331         |
| 1300                   | 0.18156    | 4674.3     | 5400.5     | 8.8100                     | 0.16139    | 4673.1     | 5399.4     | 8.7549                  | 0.14526    | 4672.0     | 5398.2     | 8.7055         |
| P = 6.0 MPa (275.64°C) |            |            |            | P = 7.0 MPa (285.88°C)     |            |            |            | P = 8.0 MPa (295.06°C)  |            |            |            |                |
| Sat.                   | 0.03244    | 2589.7     | 2784.3     | 5.8892                     | 0.02737    | 2580.5     | 2772.1     | 5.8133                  | 0.02352    | 2569.8     | 2758.0     | 5.7432         |
| 300                    | 0.03616    | 2667.2     | 2884.2     | 6.0674                     | 0.02947    | 2632.2     | 2838.4     | 5.9305                  | 0.02426    | 2590.9     | 2785.0     | 5.7906         |
| 350                    | 0.04223    | 2789.6     | 3043.0     | 6.3335                     | 0.03524    | 2769.4     | 3016.0     | 6.2283                  | 0.02995    | 2747.7     | 2987.3     | 6.1301         |
| 400                    | 0.04739    | 2892.9     | 3177.2     | 6.5408                     | 0.03993    | 2878.6     | 3158.1     | 6.4478                  | 0.03432    | 2863.8     | 3138.3     | 6.3634         |
| 450                    | 0.05214    | 2988.9     | 3301.8     | 6.7193                     | 0.04416    | 2978.0     | 3287.1     | 6.6327                  | 0.03817    | 2966.7     | 3272.0     | 6.5551         |
| 500                    | 0.05665    | 3082.2     | 3422.2     | 6.8803                     | 0.04814    | 3073.4     | 3410.3     | 6.7975                  | 0.04175    | 3064.3     | 3398.3     | 6.7240         |
| 550                    | 0.06101    | 3174.6     | 3540.6     | 7.0288                     | 0.05195    | 3167.2     | 3530.9     | 6.9486                  | 0.04516    | 3159.8     | 3521.0     | 6.8778         |
| 600                    | 0.06525    | 3266.9     | 3658.4     | 7.1677                     | 0.05565    | 3260.7     | 3650.3     | 7.0894                  | 0.04845    | 3254.4     | 3642.0     | 7.0206         |
| 700                    | 0.07352    | 3453.1     | 3894.2     | 7.4234                     | 0.06283    | 3448.5     | 3888.3     | 7.3476                  | 0.05481    | 3443.9     | 3882.4     | 7.2812         |
| 800                    | 0.08160    | 3643.1     | 4132.7     | 7.6566                     | 0.06981    | 3639.5     | 4128.2     | 7.5822                  | 0.06097    | 3636.0     | 4123.8     | 7.5173         |
| 900                    | 0.08958    | 3837.8     | 4375.3     | 7.8727                     | 0.07669    | 3835.0     | 4371.8     | 7.7991                  | 0.06702    | 3832.1     | 4368.3     | 7.7351         |
| 1000                   | 0.09749    | 4037.8     | 4622.7     | 8.0751                     | 0.08350    | 4035.3     | 4619.8     | 8.0020                  | 0.07301    | 4032.8     | 4616.9     | 7.9384         |
| 1100                   | 0.10536    | 4243.3     | 4875.4     | 8.2661                     | 0.09027    | 4240.9     | 4872.8     | 8.1933                  | 0.07896    | 4238.6     | 4870.3     | 8.1300         |
| 1200                   | 0.11321    | 4454.0     | 5133.3     | 8.4474                     | 0.09703    | 4451.7     | 5130.9     | 8.3747                  | 0.08489    | 4449.5     | 5128.5     | 8.3115         |
| 1300                   | 0.12106    | 4669.6     | 5396.0     | 8.6199                     | 0.10377    | 4667.3     | 5393.7     | 8.5475                  | 0.09080    | 4665.0     | 5391.5     | 8.4842         |
| P = 9.0 MPa (303.40°C) |            |            |            | P = 10.0 MPa (318351.06°C) |            |            |            | P = 12.5 MPa (327.89°C) |            |            |            |                |
| Sat.                   | 0.02048    | 2557.8     | 2742.1     | 5.6772                     | 0.018026   | 2544.4     | 2724.7     | 5.6141                  | 0.013495   | 2505.1     | 2673.8     | 5.4624         |
| 325                    | 0.02327    | 2646.6     | 2856.0     | 5.8712                     | 0.019861   | 2610.4     | 2809.1     | 5.7568                  | 0.016126   | 2624.6     | 2826.2     | 5.7118         |
| 350                    | 0.02580    | 2724.4     | 2956.6     | 6.0361                     | 0.02242    | 2699.2     | 2923.4     | 5.9443                  | 0.02000    | 2789.3     | 3039.3     | 6.0417         |
| 400                    | 0.02993    | 2848.4     | 3117.8     | 6.2854                     | 0.02641    | 2832.4     | 3096.5     | 6.2120                  | 0.02299    | 2912.5     | 3199.8     | 6.2719         |
| 450                    | 0.03350    | 2955.2     | 3256.6     | 6.4844                     | 0.02975    | 2943.4     | 3240.9     | 6.4190                  | 0.02560    | 3021.7     | 3341.8     | 6.4618         |
| 500                    | 0.03677    | 3055.2     | 3386.1     | 6.6576                     | 0.03279    | 3045.8     | 3373.7     | 6.5966                  | 0.02801    | 3125.0     | 3475.2     | 6.6290         |
| 550                    | 0.03987    | 3152.2     | 3511.0     | 6.8142                     | 0.03564    | 3144.6     | 3500.9     | 6.7561                  | 0.03029    | 3225.4     | 3604.0     | 6.7810         |
| 600                    | 0.04285    | 3248.1     | 3633.7     | 6.9589                     | 0.03837    | 3241.7     | 3625.3     | 6.9029                  | 0.03248    | 3324.4     | 3730.4     | 6.9218         |
| 650                    | 0.04574    | 3343.6     | 3755.3     | 7.0943                     | 0.04101    | 3338.2     | 3748.2     | 7.0398                  | 0.03460    | 3422.9     | 3855.3     | 7.0536         |
| 700                    | 0.04857    | 3439.3     | 3876.5     | 7.2221                     | 0.04358    | 3434.7     | 3870.5     | 7.1687                  | 0.03689    | 3620.0     | 4103.6     | 7.2965         |
| 800                    | 0.05409    | 3632.5     | 4119.3     | 7.4596                     | 0.04859    | 3628.9     | 4114.8     | 7.4077                  | 0.04267    | 3819.1     | 4352.5     | 7.5182         |
| 900                    | 0.05950    | 3829.2     | 4364.8     | 7.6783                     | 0.05349    | 3826.3     | 4361.2     | 7.6272                  | 0.04658    | 4021.6     | 4603.8     | 7.7237         |
| 1000                   | 0.06485    | 4030.3     | 4614.0     | 7.8821                     | 0.05832    | 4027.8     | 4611.0     | 7.8315                  | 0.05045    | 4228.2     | 4858.8     | 7.9165         |
| 1100                   | 0.07016    | 4236.3     | 4867.7     | 8.0740                     | 0.06312    | 4234.0     | 4865.1     | 8.0237                  | 0.05430    | 4439.3     | 5118.0     | 8.0937         |
| 1200                   | 0.07544    | 4447.2     | 5126.2     | 8.2556                     | 0.06789    | 4444.9     | 5123.8     | 8.2055                  | 0.05813    | 4654.8     | 5381.4     | 8.2717         |
| 1300                   | 0.08072    | 4662.7     | 5389.2     | 8.4284                     | 0.07265    | 4460.5     | 5387.0     | 8.3783                  |            |            |            |                |

## Superheated water (Concluded)

| T<br>°C                 | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K          | v<br>m³/kg | u<br>kJ/kg | h<br>kJ/kg | s<br>kJ/kg · K |
|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|-------------------------|------------|------------|------------|----------------|
| P = 15.0 MPa (342.24°C) |            |            |            | P = 17.5 MPa (354.75°C) |            |            |            | P = 20.0 MPa (365.81°C) |            |            |            |                |
| Sat.                    | 0.010337   | 2455.5     | 2610.5     | 5.3098                  | 0.007920   | 2390.2     | 2528.8     | 5.1419                  | 0.005834   | 2293.0     | 2409.7     | 4.9269         |
| 350                     | 0.011470   | 2520.4     | 2692.4     | 5.4421                  |            |            |            |                         |            |            |            |                |
| 400                     | 0.015649   | 2740.7     | 2975.5     | 5.8811                  | 0.012447   | 2685.0     | 2902.9     | 5.7213                  | 0.009942   | 2619.3     | 2818.1     | 5.5540         |
| 450                     | 0.018445   | 2879.5     | 3156.2     | 6.1404                  | 0.015174   | 2844.2     | 3109.7     | 6.0184                  | 0.012695   | 2806.2     | 3060.1     | 5.9017         |
| 500                     | 0.02080    | 2996.6     | 3308.6     | 6.3443                  | 0.017358   | 2970.3     | 3274.1     | 6.2383                  | 0.014768   | 2942.9     | 3238.2     | 6.1401         |
| 550                     | 0.02293    | 3104.7     | 3448.6     | 6.5199                  | 0.019288   | 3083.9     | 3421.4     | 6.4230                  | 0.016555   | 3062.4     | 3393.5     | 6.3348         |
| 600                     | 0.02491    | 3208.6     | 3582.3     | 6.6776                  | 0.02106    | 3191.5     | 3560.1     | 6.5866                  | 0.018178   | 3174.0     | 3537.6     | 6.5048         |
| 650                     | 0.02680    | 3310.3     | 3712.3     | 6.8224                  | 0.02274    | 3296.0     | 3693.9     | 6.7357                  | 0.019693   | 3281.4     | 3675.3     | 6.6582         |
| 700                     | 0.02861    | 3410.9     | 3840.1     | 6.9572                  | 0.02434    | 3398.7     | 3824.6     | 6.8736                  | 0.02113    | 3386.4     | 3809.0     | 6.7993         |
| 800                     | 0.03210    | 3610.9     | 4092.4     | 7.2040                  | 0.02738    | 3601.8     | 4081.1     | 7.1244                  | 0.02385    | 3592.7     | 4069.7     | 7.0544         |
| 900                     | 0.03546    | 3811.9     | 4343.8     | 7.4279                  | 0.03031    | 3804.7     | 4335.1     | 7.3507                  | 0.02645    | 3797.5     | 4326.4     | 7.2830         |
| 1000                    | 0.03875    | 4015.4     | 4596.6     | 7.6348                  | 0.03316    | 4009.3     | 4589.5     | 7.5589                  | 0.02897    | 4003.1     | 4582.5     | 7.4925         |
| 1100                    | 0.04200    | 4222.6     | 4852.6     | 7.8283                  | 0.03597    | 4216.9     | 4846.4     | 7.7531                  | 0.03145    | 4211.3     | 4840.2     | 7.6874         |
| 1200                    | 0.04523    | 4433.8     | 5112.3     | 8.0108                  | 0.03876    | 4428.3     | 5106.6     | 7.9360                  | 0.03391    | 4422.8     | 5101.0     | 7.8707         |
| 1300                    | 0.04845    | 4649.1     | 5376.0     | 8.1840                  | 0.04154    | 4643.5     | 5370.5     | 8.1093                  | 0.03636    | 4638.0     | 5365.1     | 8.0442         |
| P = 25.0 MPa            |            |            |            | P = 30.0 MPa            |            |            |            | P = 35.0 MPa            |            |            |            |                |
| 375                     | 0.0019731  | 1798.7     | 1848.0     | 4.0320                  | 0.0017892  | 1737.8     | 1791.5     | 3.9305                  | 0.0017003  | 1702.9     | 1762.4     | 3.8722         |
| 400                     | 0.006004   | 2430.1     | 2580.2     | 5.1418                  | 0.002790   | 2067.4     | 2151.1     | 4.4728                  | 0.002100   | 1914.1     | 1987.6     | 4.2126         |
| 425                     | 0.007881   | 2609.2     | 2806.3     | 5.4723                  | 0.005303   | 2455.1     | 2614.2     | 5.1504                  | 0.003428   | 2253.4     | 2373.4     | 4.7747         |
| 450                     | 0.009162   | 2720.7     | 2949.7     | 5.6744                  | 0.006735   | 2619.3     | 2821.4     | 5.4424                  | 0.004961   | 2498.7     | 2672.4     | 5.1962         |
| 500                     | 0.011123   | 2884.3     | 3162.4     | 5.9592                  | 0.008678   | 2820.7     | 3081.1     | 5.7905                  | 0.006927   | 2751.9     | 2994.4     | 5.6282         |
| 550                     | 0.012724   | 3017.5     | 3335.6     | 6.1765                  | 0.010168   | 2970.3     | 3275.4     | 6.0342                  | 0.008345   | 2921.0     | 3213.0     | 5.9026         |
| 600                     | 0.014137   | 3137.9     | 3491.4     | 6.3602                  | 0.011446   | 3100.5     | 3443.9     | 6.2331                  | 0.009527   | 3062.0     | 3395.5     | 6.1179         |
| 650                     | 0.015433   | 3251.6     | 3637.4     | 6.5229                  | 0.012596   | 3221.0     | 3598.9     | 6.4058                  | 0.010575   | 3189.8     | 3559.9     | 6.3010         |
| 700                     | 0.016646   | 3361.3     | 3777.5     | 6.6707                  | 0.013661   | 3335.8     | 3745.6     | 6.5606                  | 0.011533   | 3309.8     | 3713.5     | 6.4631         |
| 800                     | 0.018912   | 3574.3     | 4047.1     | 6.9345                  | 0.015623   | 3555.5     | 4024.2     | 6.8332                  | 0.013278   | 3536.7     | 4001.5     | 6.7450         |
| 900                     | 0.021045   | 3783.0     | 4309.1     | 7.1680                  | 0.017448   | 3768.5     | 4291.9     | 7.0718                  | 0.014883   | 3754.0     | 4274.9     | 6.9386         |
| 1000                    | 0.02310    | 3990.9     | 4568.5     | 7.3802                  | 0.019196   | 3978.8     | 4554.7     | 7.2867                  | 0.016410   | 3966.7     | 4541.1     | 7.2064         |
| 1100                    | 0.02512    | 4200.2     | 4828.2     | 7.5765                  | 0.020903   | 4189.2     | 4816.3     | 7.4845                  | 0.017895   | 4178.3     | 4804.6     | 7.4037         |
| 1200                    | 0.02711    | 4412.0     | 5089.9     | 7.7605                  | 0.022589   | 4401.3     | 5079.0     | 7.6692                  | 0.019360   | 4390.7     | 5068.3     | 7.5910         |
| 1300                    | 0.02910    | 4626.9     | 5354.4     | 7.9342                  | 0.024266   | 4616.0     | 5344.0     | 7.8432                  | 0.020815   | 4605.1     | 5333.6     | 7.7653         |
| P = 40.0 MPa            |            |            |            | P = 50.0 MPa            |            |            |            | P = 60.0 MPa            |            |            |            |                |
| 375                     | 0.0016407  | 1677.1     | 1742.8     | 3.8290                  | 0.0015594  | 1638.6     | 1716.6     | 3.7639                  | 0.0015028  | 1609.4     | 1699.5     | 3.7141         |
| 400                     | 0.0019077  | 1854.6     | 1930.9     | 4.1135                  | 0.0017309  | 1788.1     | 1874.6     | 4.0031                  | 0.0016335  | 1745.4     | 1843.3     | 3.9138         |
| 425                     | 0.002532   | 2096.9     | 2198.1     | 4.5029                  | 0.002007   | 1959.7     | 2060.0     | 4.2734                  | 0.0018165  | 1892.7     | 2001.7     | 4.1626         |
| 450                     | 0.003693   | 2365.1     | 2512.8     | 4.9459                  | 0.002486   | 2159.6     | 2284.0     | 4.5884                  | 0.0020085  | 2053.9     | 2179.0     | 4.4121         |
| 500                     | 0.005622   | 2678.4     | 2903.3     | 5.4700                  | 0.003892   | 2525.5     | 2720.1     | 5.1726                  | 0.002956   | 2390.6     | 2567.9     | 4.9321         |
| 550                     | 0.006984   | 2869.7     | 3149.1     | 5.7785                  | 0.005118   | 2763.6     | 3019.5     | 5.5485                  | 0.003956   | 2658.8     | 2896.2     | 5.3441         |
| 600                     | 0.008094   | 3022.6     | 3346.4     | 6.0144                  | 0.006112   | 2942.0     | 3247.6     | 5.8178                  | 0.004834   | 2861.1     | 3151.2     | 5.6452         |
| 650                     | 0.009063   | 3158.0     | 3520.6     | 6.2054                  | 0.006966   | 3093.5     | 3441.8     | 6.0342                  | 0.005595   | 3028.8     | 3364.5     | 5.8829         |
| 700                     | 0.009941   | 3283.6     | 3681.2     | 6.3750                  | 0.007727   | 3230.5     | 3616.8     | 6.2189                  | 0.006272   | 3177.2     | 3553.5     | 6.0824         |
| 800                     | 0.011523   | 3517.8     | 3978.7     | 6.6662                  | 0.009076   | 3479.8     | 3933.6     | 6.5290                  | 0.007445   | 3441.5     | 3889.1     | 6.4109         |
| 900                     | 0.012962   | 3739.4     | 4257.9     | 6.9150                  | 0.010283   | 3710.3     | 4224.4     | 6.7882                  | 0.008508   | 3681.0     | 4191.5     | 6.6805         |
| 1000                    | 0.014324   | 3954.6     | 4527.6     | 7.1356                  | 0.011411   | 3930.5     | 4501.1     | 7.0146                  | 0.009480   | 3906.4     | 4475.2     | 6.9127         |
| 1100                    | 0.015642   | 4167.4     | 4793.1     | 7.3364                  | 0.012496   | 4145.7     | 4770.5     | 7.2184                  | 0.010409   | 4124.1     | 4748.6     | 7.1195         |
| 1200                    | 0.016940   | 4380.1     | 5057.7     | 7.5224                  | 0.013561   | 4359.1     | 5037.2     | 7.4058                  | 0.011317   | 4338.2     | 5017.2     | 7.3083         |
| 1300                    | 0.018229   | 4594.3     | 5323.5     | 7.6969                  | 0.014616   | 4572.8     | 5303.6     | 7.5808                  | 0.012215   | 4551.4     | 5284.3     | 7.4837         |

## ANEXO E – NÚMEROS ADIMENSIONAIS

- Número de Reynolds

$$Re = \frac{\rho_{ar} \cdot v \cdot D}{\mu}$$

**Eq. Anexo E - 1**

- Permite avaliar o tipo de escoamento de um fluido;
- É a medida da relação entre o efeito de inércia e o efeito viscoso e também da possibilidade de desenvolvimento de turbulência.

- Número de Prandtl

$$Pr = \frac{\mu \cdot C_p}{k} = \frac{v}{\alpha}$$

**Eq. Anexo E - 2**

$$\alpha = \frac{k}{\rho \cdot C_p}$$

**Eq. Anexo E - 3**

- Parâmetro que relaciona a viscosidade com a difusividade térmica;
- $\alpha$  mede a capacidade que um fluido tem de transferir energia relativamente à sua capacidade de armazenar energia; quanto maior o valor de  $\alpha$ , maior a capacidade de resposta a alterações térmicas (Moran et al, 2003).

- Número de Nusselt

$$Nu = 2,00 + (0,40Re^{0,50} + 0,06Re^{0,66}) \cdot Pr^{0,40}$$

$$= \frac{h \cdot L_e}{k}$$

**Eq. Anexo E - 4**

- Relação entre o gradiente de temperatura de um fluido em contacto com a superfície e o gradiente de temperatura de referência;
- Útil na transferência de calor por convecção.

- Número de Grashof

$$Gr = \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \beta (T_s - T_\infty) D^3}{\mu^2}$$

**Eq. Anexo E - 5**

$$\beta = \frac{1}{T}, \text{ para gases ideais}$$

- Representa o mesmo papel na convecção livre que o número de Reynolds na convecção forçada;
- Indica o rácio entre as forças de flutuação e as forças viscosas que actuam no fluido;
- $\beta$  é o coeficiente de expansão térmica volumétrica, com T como temperatura absoluta (Incropera & DeWitt, 1985).

- Número de Rayleigh

$$Ra = \frac{g \cdot \beta (T_s - T_\infty) L_e^3}{\nu \cdot \alpha}$$

**Eq. Anexo E - 6**

- Obtém-se através do produto entre os números de Grashof e Prandtl, utilizado apenas para simplificação de cálculos (Moran et al, 2003)